

**Titre:** Analyse de la fermeture de circuits d'eau d'un procédé de désencrage de vieux papiers par programmation non linéaire mixte en variable entière  
**Title:**

**Auteur:** David Brown  
**Author:**

**Date:** 2004

**Type:** Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

**Référence:** Brown, D. (2004). Analyse de la fermeture de circuits d'eau d'un procédé de désencrage de vieux papiers par programmation non linéaire mixte en variable entière [Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal]. PolyPublie.  
**Citation:** <https://publications.polymtl.ca/7232/>

 **Document en libre accès dans PolyPublie**  
Open Access document in PolyPublie

**URL de PolyPublie:** <https://publications.polymtl.ca/7232/>  
**PolyPublie URL:**

**Directeurs de recherche:**  
**Advisors:**

**Programme:** Non spécifié  
**Program:**

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

**ANALYSE DE LA FERMETURE DE CIRCUITS D'EAU D'UN PROCÉDÉ DE  
DÉSENCRAGE DE VIEUX PAPIERS PAR PROGRAMMATION NON  
LINÉAIRE MIXTE EN VARIABLE ENTIÈRE**

DAVID BROWN  
DÉPARTEMENT DE GÉNIE CHIMIQUE  
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION  
DU DIPLÔME DE MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES  
(GÉNIE CHIMIQUE)  
JANVIER 2004



National Library  
of Canada

Bibliothèque nationale  
du Canada

Acquisitions and  
Bibliographic Services

Acquisitions et  
services bibliographiques

395 Wellington Street  
Ottawa ON K1A 0N4  
Canada

395, rue Wellington  
Ottawa ON K1A 0N4  
Canada

*Your file    Votre référence*

*ISBN: 0-612-89184-4*

*Our file    Notre référence*

*ISBN: 0-612-89184-4*

The author has granted a non-exclusive licence allowing the National Library of Canada to reproduce, loan, distribute or sell copies of this thesis in microform, paper or electronic formats.

L'auteur a accordé une licence non exclusive permettant à la Bibliothèque nationale du Canada de reproduire, prêter, distribuer ou vendre des copies de cette thèse sous la forme de microfiche/film, de reproduction sur papier ou sur format électronique.

The author retains ownership of the copyright in this thesis. Neither the thesis nor substantial extracts from it may be printed or otherwise reproduced without the author's permission.

L'auteur conserve la propriété du droit d'auteur qui protège cette thèse. Ni la thèse ni des extraits substantiels de celle-ci ne doivent être imprimés ou autrement reproduits sans son autorisation.

---

In compliance with the Canadian Privacy Act some supporting forms may have been removed from this dissertation.

Conformément à la loi canadienne sur la protection de la vie privée, quelques formulaires secondaires ont été enlevés de ce manuscrit.

While these forms may be included in the document page count, their removal does not represent any loss of content from the dissertation.

Bien que ces formulaires aient inclus dans la pagination, il n'y aura aucun contenu manquant.

**Canada**

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL  
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé :

ANALYSE DE LA FERMETURE DE CIRCUITS D'EAU D'UN PROCÉDÉ DE  
DÉSENCRAGE DE VIEUX PAPIERS PAR PROGRAMMATION NON LINÉAIRE  
MIXTE EN VARIABLE ENTIÈRE

présenté par : BROWN David

en vue de l'obtention du diplôme de : Maîtrise ès sciences appliquées

a été dûment accepté par le jury d'examen constitué de :

M. PERRIER Michel, Ph.D, président

M. PARIS Jean, Ph.D, membre et directeur de recherche

M. MARÉCHAL François, Ph.D, membre et codirecteur de recherche

M. ROCHE Alain, membre



*À mes parents*

## REMERCIEMENTS

La maîtrise aura été une aventure enrichissante sur de nombreux autres aspects. Non seulement ai-je eu la chance de pouvoir travailler sur divers projets stimulants, mais aussi ai-je pu vivre quelque temps avec ma famille en Belgique et découvrir la Suisse. Je tiens particulièrement à remercier :

Mes directeurs de recherche et coauteurs des publications soumises:

- Jean Paris, mon directeur de recherche, pour m'avoir proposé ce projet et pour son appui et ses conseils;
- François Maréchal, mon codirecteur, pour m'avoir accueilli au sein du Laboratoire d'énergétique industrielle et avoir guidé le volet de ma recherche à l'École Polytechnique Fédérale de Lausanne;
- George Heyen, chef de travaux du Laboratoire d'analyse et synthèse des systèmes chimiques de l'université de Liège, pour son accueil et son aide.

Le personnel de Kruger à Bromptonville en particulier M. Jean Pierre Gagné pour avoir fourni documents et renseignements utiles au projet.

Le programme de coopération dans le domaine de l'enseignement supérieur et de la formation entre le Canada et l'Union Européenne, DRH Canada, MRN Québec, le CRIP et le LENI qui ont contribué à financer ce projet.

Ainsi que :

- Daniel Favrat, directeur du LENI;
- Brigitte Gabioud à Lausanne et Louise Bernier à Montréal pour les questions administratives;
- Tous mes collègues du LASSC et du LENI pour leur convivialité, et en particulier ceux qui m'ont aidé dans mes travaux et projets à divers moments de mon séjour: Marie-Noëlle Dumont, Carine Gerkens, Ahmed Boulaïch, Xavier Pelet, Aline Choulot, Hongtao Li, Julien Godat et Marc Salle;
- Bruno Fécil et Zoé Périn-Levasseur, mes coéquipiers de projets à Montréal.

## RÉSUMÉ

L'amélioration de la distribution d'eau dans l'industrie des pâtes et papier et l'augmentation de la production de pâte désencrée sont des questions d'intérêt aussi bien économique qu'environnemental. En Amérique du Nord, l'essor de l'industrie du recyclage du papier a été enclenché au début des années 90 en réaction aux problèmes de gestion de sites d'enfouissement municipaux.

Le désencrage repose sur des principes de séparation essentiellement mécanique de l'encre et des autres contaminants de la pâte. Cependant plusieurs types de produits chimiques sont requis pour ce procédé. La fermeture de circuits d'eau est donc un défi, à cause de la nécessité de satisfaire des besoins opposés en ce qui a trait à la composition des courants en diverses étapes du procédé.

Ce mémoire se rapporte à l'optimisation de la fermeture du réseau d'eau dans un atelier de désencrage moderne de papiers récupérés. Cet atelier a été construit au début des années 90 et rénové à la fin de la décennie pour améliorer la capacité de production. Il est estimé que la consommation d'eau fraîche a été déjà réduite de 20 t/odt à 14,8 t/odt de pâte produite.

Une configuration nominale du procédé a été obtenue par la réconciliation de données, en utilisant un logiciel de type solveur d'équation. Pour que la réconciliation soit possible il faut que les mesures des variables du procédé soient redondantes. Ceci signifie qu'il faut qu'il soit possible de recalculer les valeurs de certaines variables avec différents ensembles de mesures, autrement des données ne peuvent être réconciliées. Dans le modèle calibré, un niveau satisfaisant de redondance a été atteint avec l'utilisation des données provenant de sources disparates. Des spécifications liées aux équipements et à la conception du procédé ont été combinées aux mesures de la salle de contrôle, pour compenser les données manquantes.

Dans la perspective éventuelle d'une mise à jour de la simulation de l'atelier, les informations ne provenant pas de la salle de contrôle ont été ensuite éliminées et un programme faisant usage d'un algorithme génétique a été appliqué pour optimiser la mise au point d'un protocole de mesure. L'obtention d'une solution par programmation a permis d'éviter la planification d'une campagne d'échantillonnage par l'observation du diagramme de procédé. Un tel programme pourrait également être employé pour concevoir un système de mesure complémentaire au système de contrôle afin de pouvoir effectuer en temps réel la réconciliation de données. Les bienfaits qui en découleraient alors seraient de permettre une détection rapide des problèmes d'opération (décalibration des sondes, bris ou pannes d'équipements, fuites). Par conséquent, les pertes pourraient être réduites par une gestion proactive du procédé, et il serait possible d'obtenir des bilans précis et régulièrement remis à jour pour faire le suivi et pour la comptabilité. Selon que les coefficients de partage définissant les taux de séparation des courants du procédé, ainsi que les taux d'épaississement et de rejets massiques des unités de traitement de la pâte soient considérés comme étant des paramètres constants ou des variables non mesurées, il serait nécessaire de doubler ou tripler le nombre de mesures.

L'optimisation de la fermeture de réseau d'eau dans l'atelier de désencrage a été effectuée par programmation non linéaire mixte en variables entières à l'aide d'un programme de résolution de séparation et d'évaluation. Cette approche permet de tenir compte de divers types de contraintes afin de générer des configurations viables pour la recirculation d'eau. Comparé aux méthodes graphiques d'analyse de fermeture de circuits d'eau, une telle approche incorpore la possibilité de réduire non seulement la consommation d'eau fraîche et la production d'effluents mais également d'optimiser l'utilisation des équipements de purification d'eau et de tenir compte des coûts de modification du procédé.

La fonction objectif a été formulée pour tenir compte des coûts de la consommation de l'eau et de produits chimiques, et ceux de la modification de la tuyauterie. Des contraintes de limites des compositions des courants pour les solides en suspension, les solides dissous et en suspension colloïdale et les ions calcium, ainsi que de connections de tuyauterie interdites, et des capacités des équipements de traitement des eaux blanches ont été spécifiées. Dans le contexte d'une étude de faisabilité détaillée, une liste exhaustive des modifications requises et des contraintes de composition des courants pourrait être prise en compte en spécifiant des contraintes similaires pour d'autres types de produits chimiques ou d'autres dépenses liées aux nouveaux équipements. Les principes de la méthodologie demeureraient inchangés.

Deux scénarios d'optimisation ont été traités. La clarification de l'eau blanche de la machine à papier était soit permise soit interdite. En comparaison avec la configuration obtenue par réconciliation de données :

- si la clarification est permise, l'apport d'eau fraîche au procédé peut être réduit de 14.8 t/odt à 9.9 t/odt (de 34 %) et les effluents du clarificateur primaire de 1.7 kg/s (7.7 %) ;
- si la clarification est interdite, l'apport d'eau fraîche au procédé peut être réduit de 14.8 t/odt à 10.5 t/odt (de 29 %) et les effluents du clarificateur primaire de 1.8 kg/s (8.1 %).

## ABSTRACT

Improving waste water management in the pulp and paper industry and increasing the production of deinked pulp are issues of environmental and economic concern. In North America the rise of the paper recycling industry was triggered in the early nineties as an answer to problems related to municipal landfill management.

Deinking essentially relies on mechanical principles for the removal of ink and other contaminants from pulp; however this process also requires various types of chemicals. These chemicals and the contaminants of pulp impact the composition of process whitewater streams. System water closure is therefore a challenging task because of the necessity of satisfying conflicting stream composition requirements in various stages of the process.

This thesis reports on the optimisation of the water distribution network within a modern recovered paper deinking mill. This mill was built in the early nineties and subsequently revamped at the end of the decade to improve production capacity. It is estimated that the fresh water intake has already been reduced from 20 t/odt to 14.8 t/odt of pulp produced.

A nominal configuration of the process was obtained by data reconciliation, by use of an equation solver type software. Process variable measurements must be redundant for reconciliation to be possible. This means that it must be possible to recalculate the values of certain variables with different sets of measurements, otherwise data cannot be reconciled. In the calibrated model, a satisfactory level of redundancy has been attained with the use of data from various sources. Equipment and process design specifications were combined to controller measurements, to compensate for missing data.

In the perspective of eventually updating the data from the simulation, measurement specifications from sources other than the control system were eliminated, and a method based on genetic algorithm programming was applied to optimize a sampling protocol. Cumbersome process diagram observation to plan measurement campaign is thus avoided. It could also be used to design a sensor system in order to conduct online data reconciliation by using control room measurements only. This would enable rapidly detecting system defects (decalibrated sensors, process unit breakdowns or leaks), thus minimising losses and improving process monitoring. Depending on whether or not the thickening ratios and rejects rates of pulp treatment units and the stream splitter ratios are considered to be constant specifications or unmeasured variables, the sampling campaign would require either doubling or tripling the number of measurements.

The optimization of water distribution within the deinking mill has been carried out using Mixed Integer Non Linear Programming, with a Branch and Bound solver. Using this approach it is possible to take various types of constraints into account to generate feasible new water network configurations. Compared to graphical analysis of system water closure, such an approach incorporates the possibility of not only reducing fresh water consumption and effluent discharge but also of optimising the use of water purification equipments and computing process modification costs.

The objective function was formulated to take the costs of water and chemical consumption as well as the cost of piping retrofitting into account. The constraints were stream composition limits for suspended solids, dissolved and colloidal solids and calcium ions, as well as forbidden piping connections and existing whitewater treatment unit capacities. In the context of a detailed feasibility study, an exhaustive list of necessary process modifications and of stream composition constraints could be addressed by specifying similar constraints for other types of chemicals or other expenses related to new equipments. The principles of the methodology would remain unchanged.

Two optimisation scenarios have been envisaged. In the first one paper machine whitewater clarification is permitted, and in the second one it is prohibited. When compared to the configuration obtained by data reconciliation:

- if whitewater clarification is permitted, the fresh water intake can be reduced from 14.8 t/odt to 9.9 t/odt (by 34%) and the primary clarifier's discharge by 1.7 kg/s (7.7%)
- if whitewater clarification is prohibited, the fresh water intake can be reduced from 14.8 t/odt to 10.5 t/odt (by 29%) and the primary clarifier's discharge by 1.8 kg/s (8.1%).



## TABLE DES MATIÈRES

DÉDICACE .....	iv
REMERCIEMENTS .....	v
RÉSUMÉ .....	vi
ABSTRACT .....	ix
TABLE DES MATIÈRES .....	xii
LISTE DES ANNEXES.....	xvi
LISTE DES TABLEAUX.....	xvii
LISTE DES FIGURES.....	xix
LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS .....	xx
CHAPITRE I INTRODUCTION.....	1
1.1 Problématiques et objectifs de l'étude .....	1
1.2 Organisation du mémoire.....	3
CHAPITRE II SURVOL DES ENJEUX ENVIRONNEMENTAUX ET ÉCONOMIQUES LIÉS AUX INDUSTRIES PAPETIÈRES ET AU DÉSENCRAGE. 5	
2.1 Progrès de l'industrie papetière canadienne en matière d'utilisation d'eau fraîche .....	5
2.2 Répartition de la production et de la consommation mondiale de papier .....	7
2.3 Enjeux de la récupération de vieux papiers en Amérique du Nord.....	9
2.4 Conclusion .....	13
CHAPITRE III PRINCIPES DU DÉSENCRAGE.....	14
3.1 Introduction : les contaminants de la pâte désencrée .....	14
3.2 Plan du chapitre.....	15
3.3 Mise en pâte .....	17
3.3.1 Principes de l'opération.....	17
3.3.2 Conditions d'opérations de la trituration .....	19
3.3.2.1 Consistance, cisaillement et température .....	19
3.3.2.2 Durée .....	20

3.3.2.3	Trituration en milieu basique .....	20
3.3.2.4	Trituration en milieu neutre .....	21
3.4	Extraction de l'encre .....	22
3.4.1	Lavage .....	22
3.4.2	Flottaison.....	23
3.4.3	Efficacité de la flottaison .....	23
3.4.4	Procédé hybride.....	24
3.4.5	Dureté de l'eau des cellules de flottaison.....	24
3.4.6	Stabilisation de la mousse de flottaison .....	25
3.4.7	Agents tensioactifs .....	25
3.4.8	Extraction et passivation des autres contaminants .....	26
3.5	Blanchiment .....	27
3.6	Traitement des effluents .....	28
3.6.1	Clarification.....	28
3.6.2	Filtration par membrane.....	29
3.7	Fabrication du papier.....	30
3.8	Conclusion .....	31
CHAPITRE IV DESCRIPTION DE L'ATELIER DE DÉSENCRAGE ÉTUDIÉ .....		34
4.1	Historique.....	34
4.2	Schéma de circulation d'eau .....	35
4.2.1	Représentation de l'atelier original .....	35
4.2.2	Représentation de l'atelier modifié .....	37
CHAPITRE V DATA RECONCILIATION AND SAMPLING PROTOCOL DESIGN, CASE OF A PAPER DEINKING PROCESS .....		40
5.1	Présentation.....	41
5.2	Abstract .....	42
5.3	Keywords .....	42
5.4	Introduction.....	42
5.5	Methodology .....	43

5.5.1	Data Reconciliation.....	43
5.5.2	Analysis of Redundancy .....	46
5.5.3	Sampling Protocol Design .....	47
5.6	Case Study.....	49
5.6.1	Modelling Assumptions for Data Reconciliation.....	50
5.6.2	Outline of Sampling Protocol Design .....	51
5.7	Results and Discussion.....	52
5.7.1	Data Reconciliation.....	52
5.7.2	Sampling Protocol Design .....	54
5.8	Conclusions.....	56
5.9	Notation.....	57
5.10	Acknowledgements.....	59
5.11	References.....	59
	CHAPITRE VI MASS INTEGRATION OF A DEINKING MILL.....	61
6.1	Présentation.....	62
6.2	Revue de la littérature .....	63
6.2.1	Méthodes d'intégration massique .....	63
6.2.1.1	Méthodes graphiques et heuristiques .....	63
6.2.1.2	Méthodes de programmation numérique .....	65
6.2.2	Algorithmes de programmation non linéaire mixte en variables entières.....	66
6.2.2.1	Méthode de séparation et d'évaluation .....	67
6.2.2.2	Décomposition généralisée de Benders et méthode d'approximation extérieure.....	68
6.3	Abstract .....	70
6.4	Sommaire .....	70
6.5	Introduction.....	70
6.6	Methodology .....	71
6.6.1	Global Approach.....	71
6.6.2	MINLP and Mass Exchange Networks.....	73

6.6.3	Solver and Programming Language.....	74
6.7	Case Study.....	75
6.7.1	Description of the Mill.....	75
6.7.2	Assumptions for Existing Connections.....	76
6.7.3	Assumptions for Extraction Units.....	78
6.8	Problem Analysis and Discussion of Results.....	80
6.8.1	Base Case.....	80
6.8.2	Optimized Solutions.....	81
6.8.2.1	Solution 1: With Paper Machine Whitewater Clarification.....	81
6.8.2.2	Solution 2: Without Paper Machine Whitewater Clarification.....	81
6.8.2.3	Impact of Chemical Costs on Solutions.....	83
6.8.2.4	Impact of piping costs.....	85
6.8.2.5	Comparison with previous studies.....	85
6.9	Conclusion.....	86
6.10	Notation.....	86
6.11	Acknowledgements.....	87
6.12	References.....	88
6.13	Compléments à la communication.....	89
6.13.1	Compléments à la méthodologie.....	89
6.13.2	Compléments au cas d'étude.....	91
6.13.2.1	Représentation des sources et des demandes.....	91
6.13.2.2	Solution 1b fonction objectif simplifiée.....	92
6.13.3	Compléments à la représentation des résultats.....	93
CHAPITRE VII DISCUSSION GÉNÉRALE.....		99
CHAPITRE VIII CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS.....		101
RÉFÉRENCES.....		104
ANNEXES.....		116

**LISTE DES ANNEXES**

Annexe A : Spécifications du modèle du procédé.....	116
Annexe B : Schéma de la simulation .....	126
Annexe C : Résultats de la simulation.....	130

## LISTE DES TABLEAUX

Tableau II.1 Consommation annuelle mondiale de papiers et de cartons : statistiques et projections (Zhu et al, 1998) .....	7
Tableau II.2 Évolution du couvert forestier mondial entre 1990 et 2000 (FAO Forestry Paper, 2001) .....	8
Tableau II.3 Récupération de vieux papiers au Canada (source CPPP, 2002) .....	11
Tableau III.1 Chimie type d'un procédé intégré de désencrage de vieux papiers (adapté de McCool, 1993) .....	32
Table V.1 Process overall mass balances .....	52
Table V.2 Measurements and reconciled measurements for selected streams .....	53
Table V.3 Summary of the analysis of the incidence matrix .....	55
Table V.4 Summary of the sampling protocol optimization (with weighting factors for a sensor system design).....	55
Table VI.1 Specifications of Water Sources .....	77
Table VI.2 Constraints on Water Demands .....	78
Table VI.3 Parameters of Re-Piping Costs .....	79
Table VI.4 Features of base case & solutions .....	84
Tableau VI.5 Cas de base: répartition des sources.....	95
Tableau VI.6 Solution 1 : répartition des sources (clarification d'eau de machine à papier permise).....	96
Table VI.7 Solution 2: répartition des sources (clarification d'eau de machine à papier interdite) .....	97
Tableau VI.8 Solution 1b: répartition des sources (clarification d'eau de machine à papier permise).....	98
Tableau A.1 Classification de la provenance des spécifications.....	116
Tableau A.2 Spécification pour la modélisation du procédé .....	116
Tableau C.1 Signification des variables.....	130
Tableau C.2 Composition des courants.....	130

Tableau C.3 Valeurs simulées des variables du procédé .....	130
---	-----

## LISTE DES FIGURES

Figure II.1 Progrès de l'industrie papetière canadienne en matière de consommation d'eau ( $\text{m}^3/\text{odt}$ de pâte) (Source ACPF, 2002) .....	6
Figure II.2 Prix moyen par tonne de divers produits papetiers au Canada entre 1975 et 2002 (source : FAOSTAT 2003).....	12
Figure III.1 Équipements utilisés dans les opérations liées au désencrage.....	16
Figure III.2 Schéma type du procédé de désencrage.....	17
Figure IV.1 Circulation d'eau dans l'atelier de désencrage original .....	36
Figure IV.2 Circulation d'eau dans l'atelier de désencrage modifié .....	38
Figure V.1 Process layout and water circulation .....	49
Figure VI.1. Process water flow diagram .....	76
Figure VI.2 Composite curves of the base case .....	80
Figure VI.3 Composite curves of solution 1 .....	82
Figure VI.4 Water network of solution 2 .....	83
Figure VI.5 Courbes composites des sources et des demandes du procédé.....	92
Figure VI.6 Courbes composites de la solution 1b .....	93
Figure B.1 Trituration et nettoyage grossier Ligne 1 .....	126
Figure B.2 Nettoyage fin Ligne 1 .....	126
Figure B.3 Nettoyage grossier Ligne 2 .....	127
Figure B.4 Nettoyage fin Ligne 2 .....	127
Figure B.5 Épaississement Ligne 1 et clarification primaire .....	128
Figure B.6 Épaississement Ligne 2 et conditionnement de la pâte.....	128
Figure B.7 Traitement secondaire des rejets.....	129



## LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

### CHAPITRE I

odt: tonne de matière séchée au four.

### CHAPITRE II

Mt : mégatonne

Mt/a : mégatonne par année

### CHAPITRE III

$B_F$  : brillance après flottaison

$B_D$  : brillance après désintégration

$B_B$  : brillance après désintégration de papier non imprimé sujet à la désintégration dans les mêmes conditions que le papier imprimé. Ce terme peut être remplacé par  $B_{BF}$  : la brillance du papier non imprimé sujet à la désintégration et la flottaison dans les mêmes conditions que le papier imprimé. L'efficacité est alors notée  $E^*$

$E$  : efficacité de flottaison

$n_p$  : est le nombre de particules libres pour l'attachement de bulles par unité de volume

$n_b$  : est le nombre de bulles libres pour l'attachement de particules par unité de volume

$P$  : probabilité de flottaison, (produit de  $P_c$ ,  $P_a$  et  $P_s$  qui sont respectivement les probabilités de collision, d'attachement et de stabilité).

$Z_c$  : est la fréquence de collision entre les particules et les bulles

### CHAPITRE IV

odt : tonne de matière séchée au four

PTM : Pâte thermomécanique

t/a : tonne par année

## CHAPITRE V

A: matrice jacobienne des variables mesurées (de dimension  $n, p$ )

B: matrice jacobienne (matrice d'occurrence) des variables non mesurées (de dimension  $m, p$ )

C: matrice des constantes

$\text{cost}_{gj}$ : coût du de la mesure de type  $g$

$F(X, Y)$ : vecteur des équations du procédé

$n$ : nombre de variables mesurées

$nKPI$ : nombre d'indicateurs de performance

$m$ : nombre de variables non mesurées

M: matrice jacobienne du système

$p$ : nombre d'équations

P: matrice des variances et covariances inverses des valeurs mesurées (de dimension  $n, n$ )

$\text{Pen}_h$  : fonction de pénalité de l'indicateur de performance  $h$

$q$ : nombre d'éléments dans la combinaison linéaire  $Q$

$Q_e$ : combinaison linéaire de variables  $Z$

$R_G$ : nombre redondance global

$s_f$ : nombre de mesures supplémentaires envisageable

$s_g$ : nombre de types de mesures

$\text{var}(Y_i)$ : variance réconciliée de la variable mesurée  $i$  [%]

X: vecteur des variables non mesurées

y: vecteur des variables mesurées

Y: vecteur des variables mesurées réconciliées

## Symboles Grecs:

$\gamma_{f,g}$ : variable entière de décision  $\in \{0,1\}$

$\varepsilon_i$ : écart-type réconcilié de la variable mesurée réconciliée  $i$  [%]

$\varepsilon_{\text{meas\_type } g}$ : précision du transmetteur  $j$  [%]

$\lambda$ : Multiplicateurs de Lagrange

$\sigma_i$ : écart-type de la variable mesurée  $i$  [%]

## Indices:

$e$ : indice pour l'exemple de la combinaison linéaire

$f$ : indice des mesures supplémentaires envisageables

$g$ : indice des types de mesure

$h$ : indice des indicateurs de performance

$i$ : indice des valeurs mesurées

$j$ : indice des valeurs non mesurées

$k$ : indice des constantes

## Exposant:

$T$ : exposant de la matrice transposée

## CHAPITRE VI

Ab. : abbréviation

Av. : quantité disponible [kg/s]

Ca : concentration d'ions calcium [ppm]

$C_{\text{new}}$ : coût installé et annualisé par unité de distance d'une nouvelle connexion

$C_{\text{REF}}$ : coût de référence par unité de distance d'une nouvelle connexion

$C_s$ : coût d'utilisation de la source  $s$

$Cs.$  : consistance (%)

$c_{s,d}$ : paramètre binaire indiquant l'existence d'une connexion entre la source  $s$  et la demande  $d$

$\dot{c}f$  : fraction d'eau clarifiée filtrée [kg/s]

$\dot{c}l_d$  : fraction de la source  $d$  alimentée par de l'eau clarifiée [kg/s]

$\dot{c}l_s$  : fraction clarifiée de la source  $s$  [kg/s]

$\dot{c}r$  : débit d'effluent du clarificateur [kg/s]

DSC : matières dissoutes colloïdales

$F_{obj}$  : fonction objectif (à minimiser)

$\dot{f}_d$  : fraction de la demande  $d$  alimentée par de l'eau filtrée [kg/s]

$\dot{f}_s$  : fraction filtrée de la source  $s$  [kg/s]

$\dot{f}r_d$  : fraction de la demande  $d$  alimentée par les rejets des filtres [kg/s]

$I$  : indice des coût

$I_{REF}$  : indice de référence des coûts

$i$  : taux d'intérêt [%]

$l_{s,d}$ : distance entre la source  $s$  et la demande  $d$  [m]

$n$  : durée du projet [an]

$\dot{m}_{s,d}$  : fraction de la source  $s$  alimenté la demande  $d$  [kg/s]

MILP : Programmation linéaire en variables entières mixtes

MINLP : Programmation non linéaire en variables entières mixtes

$N_d$  : nombre de demandes

$N_s$  : nombre de sources

$q_{REF}$  : diamètre de référence des tuyaux [mm]

$q$  : nouveau diamètre des tuyaux [mm]

$\dot{Q}_s$  : débit massique de la source  $s$  [kg/s]

TDS : concentration des solides en suspension [ppm]

$x_{cl}$  : consistance de l'eau clarifiée

$x_{cr}$  : consistance de l'effluent du clarificateur

$x_f$  : consistance de l'eau filtrée

$x_{fr}$  : consistance des rejets des filtres

$x_s$  : consistance de la source  $s$

$x_{d \max}$  : limite supérieure de la consistance de la demande  $d$

$y_{s,d}$  : variable entière indiquant la présence d'un débit entre la source  $s$  et la demande  $d$

Indices:

$d$ : indice des demandes

$s$ : indice des sources

Sources :

CA : Solution de chlorure de calcium

CD1 : eau pauvre du filtre à disque 1

CD2 : eau pauvre du filtre à disque 2

CL1 : eau claire du filtre à disque 1

CL2 : eau claire du filtre à disque 2

FL1 : filtrat des laveurs

FL2 : filtrat des laveurs

FL3 : filtrat des draineurs à vis

FL4 : filtrat de la presse à bande et de la presse à vis

FW : eau fraîche

PM : eau blanche de la machine à papier

RC1 : épurateurs inverses de la ligne 1

RC2 : épurateurs inverses de la ligne 2

Demandes :

CLAR : clarificateur

DF1 : rinceurs du filtre à disques 1

DF2 : rinceurs du filtre à disques 2

FC : cellules de flottaison

FILR : rejet des filtres

FILT : filtres

FS : tamis à rainures fines

HD : épurateurs haute densité

HDSC : cuvier de stockage

L1 : ligne 1

L2: ligne 2

LD : épurateurs basse densité

PH : tamis primaire à trou

PLR : tritrateur

SFC : rinceurs des cellules de flottaison

SH : tamis secondaire à trou

SS : tamis à rainure fine

SW : rinceurs des laveurs

TC2 : cuvier de transfert 2

## CHAPITRE I INTRODUCTION

### 1.1 Problématiques et objectifs de l'étude

Cette étude porte sur l'analyse de la fermeture de réseau d'eau d'un atelier de désencrage de vieux journaux et de vieux magazines ainsi que sur la réconciliation des données servant à la simulation de ce procédé. Elle se situe dans la continuité des travaux de Walosik (1999), de Savu et al (2001), de Bonhivers et al (2002), de Jacob et al (2002, 2003) et de Shafiei et al (2003) dont le point commun est de porter sur l'optimisation de recyclage d'eaux blanches dans des procédés papetiers déjà partiellement fermés.

La réconciliation de données est une étape nécessaire à la détermination d'un état d'opération de référence en régime permanent d'un procédé afin d'établir quels en sont les besoins en eaux. Elle peut être aussi bien préalable que subséquente à l'établissement d'un modèle de simulation de procédé. Il s'agit de corriger et de calculer ou de recalculer les valeurs des variables mesurées ou non d'un modèle de procédé à partir d'une série de mesures redondantes dont les écart-types sont connus. Walosik (1999) a construit un modèle de simulation d'un atelier de désencrage qui a été validé en comparant les résultats obtenus par simulation, aux mesures d'une campagne d'échantillonnage effectuées à la grandeur de l'atelier. Ce modèle en ensuite été modifié pour évaluer l'impact de diverses stratégies de fermeture d'eau d'usine sur la qualité de la pâte et des eaux du procédé (Walosik, 1999; Savu et al, 2001). Une autre étude se rapporte à l'évaluation économique de l'implémentation de diverses stratégies visant à réduire la consommation d'eau fraîche et la quantité d'effluents d'un procédé intégré de pâte thermomécanique et papier journal (Bonhivers et al, 2002). Jacob et al (2003) ont utilisé une démarche heuristique pour faire l'analyse de la redondance de mesures afin

de réconcilier par la correction par les moindres carrées, les données de simulations d'une usine intégrée de même type. Une méthode d'optimisation de réseau d'eau par programmation linéaire en variable entière a aussi été développée (Jacob et al, 2002). Il s'agissait d'une démarche basée sur la minimisation de la consommation d'eau fraîche et des pertes en fibres et de sous les contraintes des puretés requises par les demandes en eaux du procédé. Dans la mesure où les solutions optimisées pouvaient être jugées techniquement infaisables, il était possible de choisir de rouvrir certains courants de recyclage et d'en laisser d'autres inchangés, plutôt que d'optimiser systématiquement l'allocation de tous les effluents du procédé. Shafiei et al (2002, 2003), ont développé un programme dans lequel l'algorithme génétique est combiné à la programmation linéaire pour effectuer le même type d'optimisation. Un des intérêts de l'étude est la possibilité de générer diverses solutions en spécifiant des objectifs différents (minimiser l'utilisation d'eau fraîche, ou les pertes en fibres dans des usines intégrées de production de papier journal, ou encore les coûts d'investissement au niveau des équipements dans un exemple non papetier d'extraction du cuivre).

La présente étude vise à automatiser et à faciliter l'analyse de la fermeture de circuits d'eau par l'application de méthodes de programmation. D'une part, un algorithme génétique a été appliqué à l'optimisation de la sélection de points de mesure dans le contexte de la calibration d'une simulation de l'atelier de désencrage étudié par Walosik (1999) et Savu et al (2001), qui depuis lors a été transformé pour en augmenter la capacité de production. D'autre part, la programmation non linéaire en variables entières a été appliquée à l'optimisation du schéma de circulation d'eau de ce procédé. Dans le but de générer des solutions techniquement et économiquement viables, une optimisation des coûts de rénovation du procédé ainsi que des coûts de la consommation d'eau et de produits chimiques a été effectuée sous les contraintes suivantes :

- les concentrations limites à ne pas dépasser
- les capacités maximales des unités de purification de l'eau
- les recyclages interdits de certains courants vers certaines unités.



## 1.2 Organisation du mémoire

Ce mémoire comporte deux articles soumis à des publications scientifiques après avoir été approuvés par Paprican comme rapports universitaires.

Le chapitre II est un survol environnemental de la question de l'utilisation rationnelle de l'eau et de la récupération et du recyclage de vieux papiers. Il fait état des progrès de l'industrie papetière canadienne en matière de gestion d'eau, ainsi que de l'importance du recyclage de vieux papiers dans le contexte de la gestion des forêts et des déchets domestiques.

Le chapitre III porte sur la technologie du désencrage. Il traite des étapes critiques de ce type de procédé, essentiellement du point de l'impact des séquences de traitement de la pâte sur la composition des eaux de procédé et de la pâte désencrée.

Le chapitre IV est une brève description de l'atelier de désencrage qui a été le sujet de cette étude. Il décrit l'agencement des équipements de l'usine ainsi que les schéma de circulation d'eau du procédé, ainsi que les modifications apportées depuis que l'usine a été modifiée.

Le chapitre V est un article soumis au journal *Paperi ja Puu*. Il s'agit de la version augmentée d'une publication présentée lors du Symposium ESCAPE-13 (*European Symposium on Computer Aided Process Engineering*) à Lappeenranta en Finlande (Brown, et al 2003). Il porte sur la réconciliation de données de la simulation du procédé de l'usine, ainsi que l'application de l'algorithme génétique à l'optimisation de la sélection de point de mesure. Les résultats de la simulation permettent d'établir un point de fonctionnement de référence pour le procédé.

Le chapitre VI qui est un article soumis au 90ième Congrès annuel de l'Association technique des pâtes et papier du Canada\*, dans lequel les résultats de la simulation ont été utilisés pour identifier les sources et les demandes du procédé. Ensuite, une méthode de programmation linéaire par variables entières a été appliquée pour optimiser le schéma de circulation des eaux du procédé.

Le chapitre VII porte sur les conclusions de l'étude. En ce qui concerne la réconciliation des données de l'usine, le point de fonctionnement a été établi en utilisant de l'information provenant de sources disparates aussi bien dans le temps (ancienne usine, et nouvelle usine) que par leur nature (spécifications des diagrammes de procédé, de test de laboratoire, et mesures de la salle de contrôle). L'optimisation de la sélection des points de mesure a permis d'établir qu'il faudrait soit doubler ou tripler (selon que les taux de séparation des unités divisant les courant soient considérés comme étant constants ou variables) les mesures existantes pour effectuer une réconciliation uniquement avec les mesures de la salle de contrôle. En ce qui a trait à la fermeture des eaux du procédé, selon que la clarification d'eau blanche de la machine à papier soit permise ou non, la consommation d'eau fraîche pourrait être réduite de 14.8 t/odt à respectivement 9.9 ou 10.5 t/odt de pâte (de 34 % ou de 29 %) et la décharge du clarificateur primaire de 1.7 ou 1.8 kg/s (7,7 % ou de 8,1 %).

---

\* Conférence avec comtes-rendus et sélection par comité de lecture de communications pour publication dans un journal scientifique de l'Association.

## CHAPITRE II

### SURVOL DES ENJEUX ENVIRONNEMENTAUX ET ÉCONOMIQUES LIÉS AUX INDUSTRIES PAPETIÈRES ET AU DÉSENCRAGE

#### 2.1 Progrès de l'industrie papetière canadienne en matière d'utilisation d'eau fraîche

Dans un article récent sur les progrès en matière de réduction de la consommation d'eau fraîche au sein de l'industrie papetière canadienne, Greenbaum (2002) qualifie le Canada, avec 20 % des réserves mondiales, d'Arabie Saoudite de l'eau fraîche. En effet, il s'agit d'une richesse d'une valeur inestimable et, de surcroît indispensable à l'économie canadienne, puisque c'est son abondance qui a permis le développement du noyau de l'industrie nationale. Pourtant, cette ressource est souvent utilisée de manière irresponsable, puisqu'elle est peu coûteuse et donc facilement considérée à tort comme inépuisable. La nécessité de pallier aux impacts causés par la pollution aquatique ainsi que la diminution constante des réserves d'eau qui se fait sentir dans certaines régions d'Amérique du Nord, fera sans doute augmenter le coût de son utilisation. De nos jours, le coût brut de l'eau fraîche au Canada et aux États-Unis se situe, selon les activités et les régions, entre 30 et 100 US \$ pour  $10^3 \text{ m}^3$  (Greenbaum, 2002). Cependant, ceci ne constitue pas un coût majeur pour l'industrie papetière. En effet, le prix d'une tonne de papier pour l'impression de journaux a fluctué entre 400 et 650 US \$ entre 2001 et 2002 (Association des Produits Forestiers du Canada, 2002), et les usines papetières canadiennes utilisent en moyenne  $70 \text{ m}^3$  d'eau fraîche par tonne de papier produite, soit plus de la moitié moins qu'en 1975 (APFC, 2000). La figure II.1 illustre les progrès de l'industrie papetière canadienne en matière de consommation d'eau de 1975 à 2001. Les économies d'énergie et la possibilité de réduire les pertes de fibres ou de produits chimiques, sont aussi des motivations pour l'industrie de diminuer la consommation

d'eau fraîche. Par exemple, en 1987, à peu près 50 US \$ de produits chimiques étaient utilisés pour produire chaque tonne de pâte de bois mou blanchie, 20 par tonne de papier journal et 80 par tonne de papiers de reprographie (Burt, 1987).

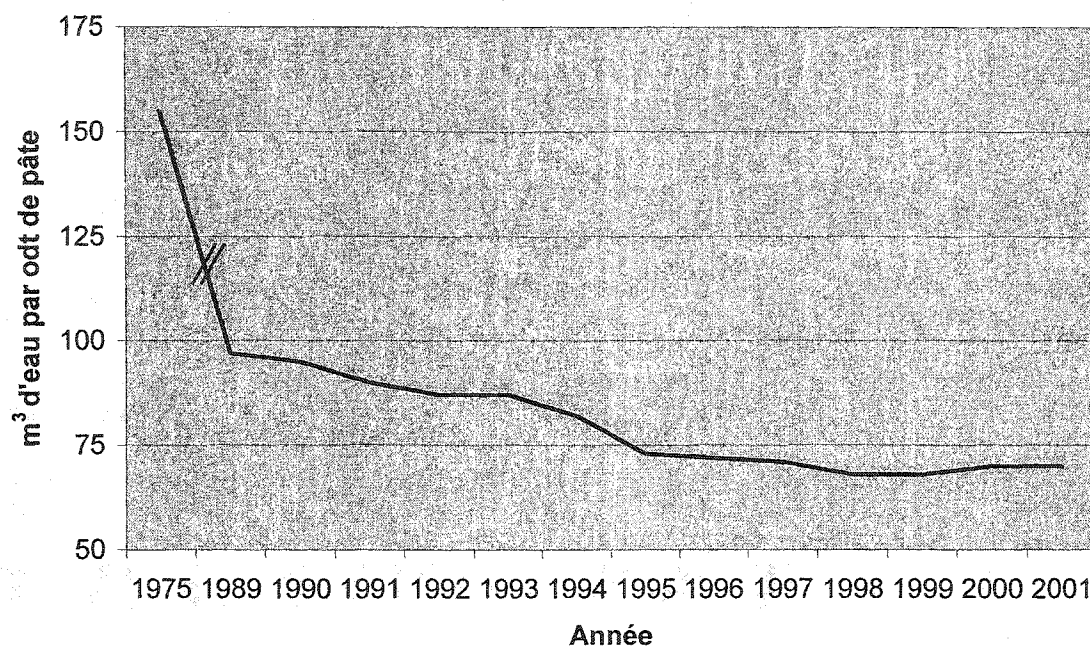


Figure II.1 Progrès de l'industrie papetière canadienne en matière de consommation d'eau (m³/odt de pâte) (Source ACPF, 2002)

En raison des dégâts environnementaux causés par les activités industrielles, au début des années quatre-vingt-dix, les gouvernements (des provinces et fédéral) ont adopté des normes d'émission plus contraignantes en ce qui a trait à la pollution des eaux. Si bien qu'entre 1989 et 1999, l'industrie papetière canadienne a investi plus de six milliards de dollars pour l'installation d'unités de traitement de rejets, dont près des deux tiers pour le traitement des eaux afin de respecter ou de devancer ces normes (APFC, 2000). Soulignons entre autres, l'élimination du chlore dans les procédés de blanchiment et des dioxines et furannes dans les effluents, ainsi que la réduction importante de la demande biologique en oxygène de 58 à 2 kg par tonne de pâte entre 1975 et 1999 (APFC, 2000). Il y aurait eu cependant plus de deux milles violations des normes d'émission environnementales fixées par la loi, seulement dans l'est du pays entre 1995 et 1998;

durant cette période seulement sept poursuites dont aucune au Québec, ont eu lieu contre les usines prises en fautes (Christie et McEachern, 2000).

## 2.2 Répartition de la production et de la consommation mondiale de papier

Compte tenu du fait que mondialement l'industrie des pâtes et papier consomme près de 35 % du bois vendu commercialement (Environmental Investigation Agency, 1999), à l'échelle planétaire la question environnementale la plus importante concerne sans doute la gestion des forêts. Les statistiques sur la consommation mondiale de produits papetiers sont résumées dans le tableau II.1 (Zhu et al, 1998). Cependant, les chiffres ne concordent pas toujours exactement selon les sources. Elle serait passée de 170 Mt/a vers la fin des années soixante-dix (Smook, 1989) à plus de 268 Mt/a par année depuis 1995 (Pulp and Paper International, 1995) et devrait atteindre, selon un document émis par l'organisation des nations unies pour l'alimentation et l'agriculture, 391 Mt/a vers 2010 (Zhu et al, 1998).

Tableau II.1 Consommation annuelle mondiale de papiers et de cartons : statistiques et projections (Zhu et al, 1998)

Année	1980	1994	2000	2005	2010
Consommation ( $10^3$ .t)	155 744	266 440	308 257	348 010	391 004

Un tel niveau de consommation serait quinze fois plus important qu'en 1913, bien qu'il soit projeté que la population mondiale aura seulement quadruplé durant la même période. La croissance la plus rapide de cette consommation est observée en Chine et dans les nouveaux pays industrialisés de l'Asie du Sud-Est. Néanmoins, on prévoit que les dix-sept pourcents de la population mondiale situés en Amérique du Nord, en Europe et au Japon consommeront tout de même encore deux tiers de la production de l'année 2010. En 1990, la consommation annuelle par habitant était la plus élevée aux États-

Unis avec 332 kg de produits de pâte, le Canada se situait au cinquième rang avec 229 kg par habitant, alors qu'à titre comparatif, en Inde cette consommation était de 2,7 kg par habitant (Pulp & Paper International, 1995).

Tableau II.2 Évolution du couvert forestier mondial entre 1990 et 2000 (FAO Forestry Paper, 2001)

Pays/continent	Couvert forestier en 1990	Couvert forestier en 2000	Changement 1990-2000	
	000 ha	000 ha	Moyenne annuelle 000 ha	Taux annuel %
Rep.Dem. du Congo	140 531	135 207	-532	-0,4
Soudan	71 216	61 627	-959	-1,4
Angola	70 998	69 756	-124	-0,2
<b>Total Afrique</b>	<b>702 502</b>	<b>649 866</b>	<b>-5 262</b>	<b>-0,78</b>
Chine	145 417	163 480	1 806	1,2
Indonésie	118 110	104 986	-1 312	-1,2
Inde	63 732	64 113	38	0,1
Myanmar	39 588	34 419	-517	-1,4
<b>Total Asie</b>	<b>551 448</b>	<b>547 793</b>	<b>-364</b>	<b>-0,07</b>
Australie	157 359	154 539	-282	-0,2
Papouasie Nouvelle Guinée	31 730	30 601	-113	-0,4
<b>Total Océanie</b>	<b>201 271</b>	<b>197 623</b>	<b>-365</b>	<b>-0,18</b>
Fédération Russe	850 039	851 392	135	0,02
Suède	27 128	27 134	1	0,002
Finlande	21 855	21 935	8	0,04
<b>Total Europe</b>	<b>1 030 475</b>	<b>1 039 251</b>	<b>881</b>	<b>0,08</b>
Canada	244 571	244 571	0	0,0
Etats-Unis	222 113	225 993	388	0,2
Mexique	61 511	55 205	-631	-1,1
<b>Total Amérique du Nord et Centrale</b>	<b>555 002</b>	<b>549 304</b>	<b>-570</b>	<b>-0,10</b>
Brésil	566 998	543 905	-2 309	-0,4
Pérou	67 903	65 215	-269	-0,4
Bolivie	54 679	53 068	-161	-0,3
Venezuela	51 681	49 506	-218	-0,4
Colombie	51 506	49 601	-190	-0,4
<b>Total Amérique du Sud</b>	<b>922 731</b>	<b>885 618</b>	<b>-3 711</b>	<b>-0,41</b>
<b>TOTAL MONDIAL</b>	<b>3 963 429</b>	<b>3 869 455</b>	<b>-9 391</b>	<b>-0,22</b>

En 1995, dix pays, soit les pays de l'ancien G7 ainsi que l'Espagne, la Chine et la Corée du Sud, ont consommé 208 des 268 Mt de produits papetiers produites mondialement, dont 88 Mt aux États-Unis seulement (National Association of Paper Merchants, 2002). Les États-Unis se classeraient, au côté du Japon de la Chine et de la Corée du Sud, parmi un groupe de pays dits autosuffisants puisqu'ils importent moins de 15 % de leur consommation totale (ibidem). Pourtant cela représente rien de moins que 13 Mt importées par année aux États-Unis, soit plus que n'importe quel pays qualifié d'importateur (ibidem). Malgré tout, l'Amérique du Nord est un exportateur net puisque le Canada, deuxième producteur mondial après les États-Unis, est aussi le premier exportateur de papier. Parmi les autres pays exportateurs, viennent ensuite les pays scandinaves et l'Autriche, mais cette situation pourrait changer avec l'entrée en jeu récente du Brésil et de l'Indonésie. Comme en témoigne le tableau II.2, le couvert forestier mondial a régressé durant les années 90. Étant donnée la croissance prévue de la consommation mondiale de produits papetiers, il est probable que les forêts tropicales en Amérique du Sud et en Asie du Sud Est ainsi que la forêt boréale russe soient de plus en plus victimes de coupes à blanc (souvent pour le compte de compagnies transnationales). Celles-ci sont parfois illégales mais sont aussi souvent permises ou tolérées par les gouvernements en place (Environmental Investigation Agency, 1999).

### **2.3 Enjeux de la récupération de vieux papiers en Amérique du Nord**

Au Canada et aux États-Unis, le besoin de diminuer la surconsommation des ressources forestières ne se fait pas nécessairement sentir de manière aussi pressante qu'ailleurs dans le monde. En outre, le Canada possède encore 91 % de son couvert forestier original (APFC, 2002). En fait, c'est le problème de la saturation des sites d'enfouissement municipaux qui a fini par favoriser l'essor du recyclage de papier au début des années quatre-vingt-dix. En 1991, le congrès américain a voté un amendement au *Solid Waste Disposal Act*, (la loi régulant le traitement des déchets solides). Des

normes fixées pour les producteurs et les importateurs de papier journal stipulèrent qu'il leur faudrait récupérer 40 % des vieux journaux avant 1995 et 50 % avant 2002 (H.R. 873, 1991). Comme plus de la moitié (APFC, 2000, 2002) de la production canadienne de pâtes et papier est exportée vers les États-Unis, les industries canadiennes ont été contraintes de prendre le contrôle d'une partie du marché de la récupération de vieux papier chez leur voisin. Depuis 1990, les compagnies canadiennes ont investi près de deux milliards de dollars pour construire des usines de désencrage et améliorer leurs méthodes de tri pour pouvoir se servir d'une gamme variée de produits papetiers recyclables (ACPF, 2002). Il y a maintenant soixante-deux usines au Canada qui se servent de papier récupéré pour manufacturer leurs produits. Ainsi, en plus d'être le premier pays exportateur de papier au monde, il est aussi devenu le premier pays importateur de vieux papiers (ACPF, 2002). Le conseil des produit des pâtes et papier (CPPP, 2002) rapporte qu'en 2001, sur 4,8 Mt de papier récupéré et transformé par l'industrie canadienne 2,9 Mt provenait de l'intérieur du pays alors que le reste était importé essentiellement des États-Unis. Au Canada, de 16 % en 1975, le taux de récupération de papiers usés, soit le rapport de la quantité de papier récupérée (transformée au pays ou exportée) à la quantité de papier consommée, dépasse maintenant les 40 % (ACPF, 2002; Conseil des produit des pâtes et papier, 2002). Le tableau II.3 résume les résultats du Canada en matière de récupération entre 1975 et 2001. Les matières premières utilisées pour produire du papier au Canada consistent maintenant à 20 % de papier récupéré, 55 % de copeau résiduels des usines de sciage de bois et 25 % de bois rond (ACPF, 2002). L'épithète « secondaires » est attribuée aux fibres provenant de papier récupéré. Par définition, une fibre secondaire est une fibre recyclée qui ne provient ni des rejets internes du procédé de fabrication, ni des bobines de papier non vendues (Smook, 1992). En 1992, Smook rapportait que le contenu en fibres secondaires d'un papier recyclé ne pourrait difficilement dépasser 50 % à cause des pertes en fibres durant le recyclage et de la diminution de leur résistance et de la force des liaisons entre fibres à chaque cycle de séchage et de remise en suspension aqueuse. Cependant, au Royaume-Uni ce pourcentage a déjà été atteint et dépassé (il a



atteint 59 %) dans le papier journal et, selon les projections les plus optimistes, il est souhaité qu'il soit de 70, voire 80 % en 2010 (Grieg-Gran, 1999).

**Tableau II.3** Récupération de vieux papiers au Canada (source CPPP, 2002)

<b>Année</b>	<b>Papier récupéré et recyclé au Canada</b>	<b>Papier récupéré exporté hors du pays</b>	<b>Papier de sources domestiques récupéré</b>	<b>Consommation canadienne de papier et de carton</b>	<b>Taux de récupération</b>
	(10 <sup>3</sup> t)	(10 <sup>3</sup> t)	(10 <sup>3</sup> t)	(10 <sup>3</sup> t)	(%)
<b>1975</b>	487	79	566	3465	16.3
<b>1980</b>	791	113	904	4 560	19.8
<b>1985</b>	993	190	1 183	5 057	23.4
<b>1990</b>	1 321	257	1 578	5 723	27.6
<b>1991</b>	1 493	259	1 752	5 534	31.7
<b>1992</b>	1 739	231	1 970	5 646	34.9
<b>1993</b>	2 019	231	2 250	5 980	37.6
<b>1994</b>	2 198	313	2 511	6 473	38.8
<b>1995</b>	2 229	465	2 694	6 558	41.1
<b>1996</b>	2 272	568	2 840	6 518	43.6
<b>1997</b>	2 423	688	3 111	6 916	45.0
<b>1998</b>	2 491	577	3 068	7 078	43.1
<b>1999</b>	2 675	503	3 178	7 681	41.4
<b>2000</b>	2 768	564	3 332	7 902	42.2
<b>2001</b>	2 861	357	3 218	8 048	40.0

Comme en témoigne la figure II.2, les prix des produits papetiers sont assez variables, ce qui affecte la rentabilité du désencrage. Aussi, les économies au niveau des coûts des fibres et de la consommation d'eau sont atténuées par les coûts ajoutés en produits chimiques ainsi que ceux du traitement des effluents. D'autre part, la consommation d'énergie due au tri et au transport des papiers récupérés et au pressage des boues de désencrage, ainsi que les problèmes liés à la disposition de ces boues atténuent les bienfaits environnementaux. Les résultats de plusieurs analyses de cycle de vie comparatives menées en Union Européenne, penchent plutôt en faveur du désencrage des vieux papiers que la production d'énergie par l'incinération ou la récupération des gaz des lieu d'enfouissement, en particulier dans le but de réduire les émissions de gaz à

effet de serre (Sringer, 1998; Hebert et al, 1999; Valtonen, 2001). Une telle étude a aussi été menée aux États-Unis (Paper Task Force, 2002). Trois options ont été comparées :

- la récupération et le recyclage de papiers usés.
- la production de papier à partir de fibres vierges suivie de l'incinération (avec récupération d'énergie) de papiers usés.
- la production de papier à partir de fibres vierges suivie de l'enfouissement de papiers usés. Cependant ce scénario ne tient pas compte de la possibilité de récupérer l'énergie des gaz émis par les sites d'enfouissement.

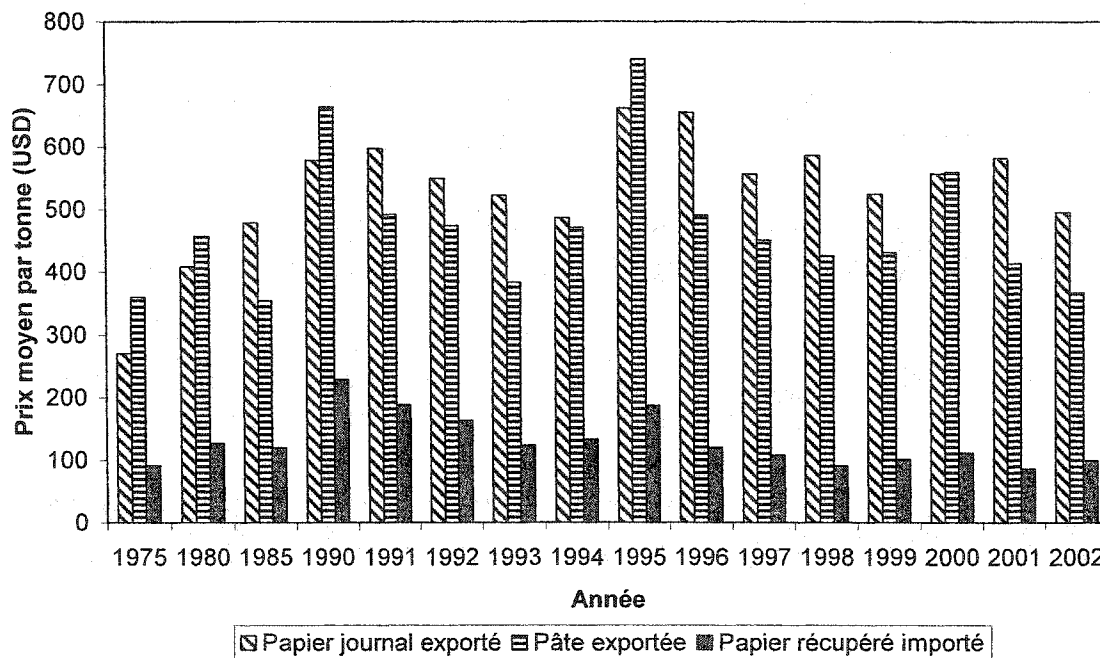


Figure II.2 Prix moyen par tonne de divers produits papetiers au Canada entre 1975 et 2002 (source : FAOSTAT 2003)

En ce qui a trait au papier journal, il en ressort que le recyclage nécessite moins d'énergie et minimise les émissions de polluants atmosphériques (gaz à effet de serre, composé organiques volatiles, oxydes d'azote et de soufre, hydrocarbures aromatiques polycycliques, particules), ainsi que la demande chimique en oxygène des effluents

liquides. Cependant la demande biologique en oxygène, la quantité de solides dissous dans les effluents liquides et la génération de déchets solides est plus importante que pour la production de papier à partir de fibres vierges avec récupération de l'énergie des papiers usée par incinération. L'enfouissement serait la pire des trois options.

## **2.4 Conclusion**

L'amélioration de la distribution d'eau dans les divers procédés de préparation aussi bien de pâte vierge que de pâte désencrée et l'augmentation du pourcentage de pâte désencrée qui entre dans la fabrication de plusieurs types de papiers sont donc des questions d'intérêt aussi bien économique qu'environnemental. Bien que les activités des industries papetières dans le monde soient étroitement liées à la gestion des forêts, l'essor de l'industrie du recyclage du papier en Amérique du Nord a été dû au problème de la gestion des sites d'enfouissement municipaux. Cependant le recyclage n'est pas une panacée. Bien que globalement moins énergétivore que la production de papier à partir de fibres vierges, lorsque comparé à l'option d'incinérer les papiers usées, il peut générer plus de rejets solides et faire augmenter la DBO et la concentration en solides dissous des effluents liquides. Dans le prochain chapitre, la problématique de la fermeture des eaux sera élargie par l'examen de la technologie même du désencrage.

## CHAPITRE III

### PRINCIPES DU DÉSENCRAGE

#### 3.1 Introduction : les contaminants de la pâte désencrée

Le désencrage de vieux papiers est un procédé de nettoyage qui se fait par action mécanique, chimique et thermique. Dans les diverses étapes de traitement, la pâte est successivement diluée ou épaissie, et par conséquent, il est possible de diminuer la quantité d'effluents liquides en préconisant la recirculation des eaux pressées ou drainées de la pâte, vers les unités nécessitant une dilution. Ceci permet aussi de récupérer une partie des fibres fines qui seraient autrement perdues. Cependant, le recyclage d'eaux blanches comporte plusieurs inconvénients : l'augmentation de contaminants dissous ou en suspension dans les eaux de procédé, ainsi que la variation de la distribution de taille des fibres, ce qui peut nuire au bon fonctionnement de la machine à papier et diminuer la qualité finale du produit. En ce qui concerne les eaux blanches en général, les solides en suspension posent problème au niveau du recyclage de courants vers des douches et rinceurs de divers équipements qu'ils sont susceptibles de boucher. Dans le cas particulier de la pâte désencrée et de ses eaux blanches, les matières dissoutes ou colloïdales résultantes des cires, des produits de couchage ou de colles autoadhésives et thermosensibles provenant des papiers récupérés sont sources de nombreux problèmes additionnels (augmentation du taux de casse, arrêts fréquents pour nettoyage d'équipements, diminution de la qualité du papier) liés à la déposition de matières collantes au niveau de la machine à papier et des autres équipements servant au pressage de la pâte (Ben et al, 2003; Castro et al, 2003; Doshi, 1995). Ce problème s'accroît avec la diversification des produits papetiers en fonction de besoins des consommateurs. Les nouveaux types de colles autoadhésives pour étiquettes, timbres, enveloppes, etc., sont autant de nouvelles sources de contamination (Patrick, 2001). De surcroît, la pâte désencrée est généralement mélangée à de la pâte vierge avant la

fabrication du papier. C'est le cas de la plupart des usines productrices de papier journal qui font le mélange avec de la pâte thermomécanique. Il a été observé que le mélange entre la poix et les autres résidus contenus dans la pâte mécanique aux contaminants synthétiques provenant de la remise en pâte de vieux papier, tend à accentuer les problèmes liés à la déposition de matières collantes au niveau de la machine à papier (Lenes et al, 2001).

### 3.2 Plan du chapitre

Ce chapitre ne vise pas spécifiquement à faire le détail du fonctionnement de chaque type d'équipement utilisé\* pour le désencrage. Il porte plutôt sur les paramètres d'opération de certaines unités, et les interactions entre les différents produits chimiques requis ainsi que les contaminants, afin de recenser les recommandations et constatations qui ont été faites dans la littérature pour améliorer le nettoyage de la pâte par l'utilisation rationnelle de ressources indispensables (eau, énergie, produits chimiques, et matériaux de fabrication du papier). Selon Smook (1992) l'enlèvement de pigments d'encre peut se décomposer en trois phases : ils sont d'abord détachés des fibres, puis dispersés en milieu aqueux, avant d'être finalement séparés de la suspension. En ce qui concerne les moyens requis pour y parvenir, Dorris (2002), résume le désencrage à l'utilisation de six classes d'équipements, soit : les tritrateurs, les tamis, les cellules de flottaison, les épurateurs, les laveurs et les disperseurs. Dans le contexte spécifique de la fermeture des eaux d'une ligne de production de pâte dans une usine intégrée de production de papier, il sera question plus particulièrement des principes des étapes de traitement qui affecte les compositions de la pâte et des eaux blanches recyclables notamment par l'ajout de divers produits chimiques. Cinq types d'opération qui, comme le montre la figure III.1, se recoupent parfois par l'utilisation de certains équipements à des fins communes, seront abordés, soit :

---

\* Pour cela, le lecteur est invité à consulter le chapitre 2 du mémoire de Walosik (1999)

- la remise en pâte,
- l'extraction de l'encre et des contaminants de la pâte,
- le blanchiment de la pâte,
- le traitement des effluents,
- et enfin, la fabrication du papier.

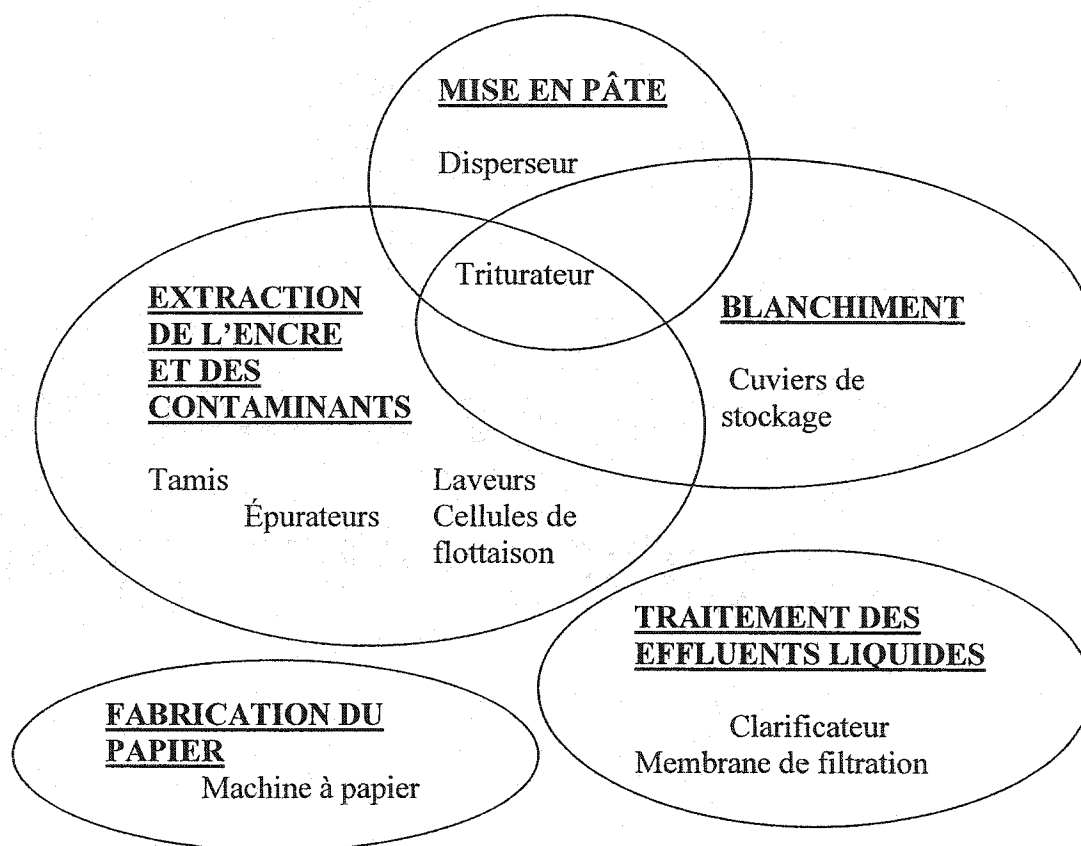


Figure III.1 Équipements utilisés dans les opérations liées au désencrage

Le blanchiment de la pâte, le traitement des effluents, et la fabrication du papier ne sont pas à proprement parler spécifiques au désencrage puisque ces étapes existent aussi dans les procédés de fabrication du papier à partir de pâte vierge. Mais d'une part, et comme le montre la figure III.2 (une représentation simplifiée d'un agencement typique des équipements du désencrage et des possibilités en matière de recyclage d'eaux blanches),

les produits chimiques utilisés lors de ces opérations affectent la composition des eaux du procédé et, peuvent donc avoir un impact sur la qualité de la pâte désencrée. D'autre part, il sera montré que la chimie de ces opérations est aussi spécifiquement adaptée aux caractéristiques de la pâte désencrée et de ses contaminants.

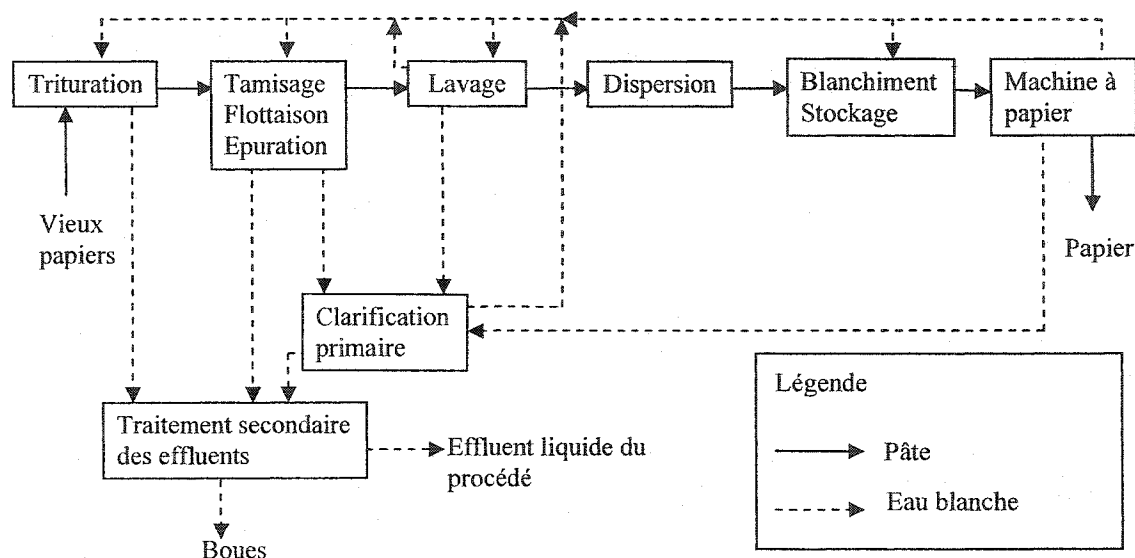


Figure III.2 Schéma type du procédé de désencrage

### 3.3 Mise en pâte

La remise en pâte de vieux papiers se fait par trituration. La fonction de la trituration est de défaire les liens entre les fibres des papiers usés, ainsi que d'en détacher l'encre. Un disperseur peut être utilisé subséquemment pour pulvériser les contaminants récalcitrants et homogénéiser la suspension.

#### 3.3.1 Principes de l'opération

Première étape du désencrage, la trituration vise particulièrement la désagrégation du réseau fibreux des papiers récupérés, ainsi que le détachement de l'encre et des

contaminants des fibres. Elle peut être considérée comme étant la phase critique du procédé car elle affecte l'efficacité des opérations subséquentes dont plus particulièrement celles qui se rapportent à l'enlèvement des particules d'encre de la pâte. En fait, l'extraction de contaminants grossiers, ainsi qu'un blanchiment préliminaire de la pâte peut déjà avoir lieu lors de la trituration. Aussi, l'ajout de produits chimiques se fait parfois en prévision d'étapes de traitement subséquentes. La trituration peut se faire aussi bien en régime continu que discontinu. Les tritrateurs en cuvette sont généralement munis de rotors hélicoïdaux et de chicanes pour faire la désintégration de la pâte. Un tritrateur fonctionnant en régime permanent consiste en un tambour horizontal en coupe légèrement incliné. Par la force centrifuge, les balles de papier qui y sont chargées sont projetées vers ses parois et sont désintégrées (Smook, 1992).

La dispersion mécanique (soit à l'aide d'un équipement de type malaxeur ou de raffineur à disques) consiste en une seconde trituration d'une pâte pressée à haute consistance après l'extraction de l'encre et des contaminants. Elle vise à détacher l'encre résiduelle des fibres ainsi qu'à broyer et disperser uniformément les contaminants demeurant dans la pâte afin d'uniformiser la suspension. Les coûts d'opérations de la dispersion sont élevés puisque l'opération requière une puissance de l'ordre de 140 à 480 MJ/t de pâte et nécessite parfois aussi le contact de vapeur vive avec la pâte (Rusinsky et al, 2003). Par ce fait et aussi à cause de la difficulté de mesurer l'impact de l'opération sur la qualité de la pâte, et des problèmes de déposition liés aux contaminants collants, cette technologie de moins en moins utilisée, surtout dans les procédés de recyclage de vieux journaux. Elle est encore préconisée pour le recyclage de vieux cartons ondulés, où les problèmes de déposition sont moins marqués, ainsi que pour le recyclage de papiers de bureau triés pour retirer les encres d'imprimantes laser et de photocopieuses (Patrick, 2001).



### **3.3.2 Conditions d'opérations de la trituration**

Les paramètres d'opération affectant l'efficacité de la trituration sont la consistance de la pâte, le cisaillement, la température et la durée de l'opération ainsi que le pH et le type de produits chimiques utilisés.

#### **3.3.2.1 Consistance, cisaillement et température**

Selon le grade de papier remis en pâte, la trituration se fait à plus ou moins haute consistance. Par exemple, en cuvée la trituration de papiers journaux récupérés se fait à 5 à 8 % de consistance (Smook, 1992; Walosik, 1999). Mais elle peut aussi se faire à 35 à 45 % de consistance pour à désintégrer les papiers et les cartons qui résistent à l'humidité (Smook, 1992). Quant au régime permanent, un tritrateur tambour, par exemple, fonctionne à 15 à 20 % de consistance. La trituration à haute consistance permet de faciliter le défibrage et le détachement de l'encre en augmentant le cisaillement et la température, ce qui permet de diminuer la consommation d'énergie (Fabry et al, 2001). Quand la température de trituration augmente, la viscosité de l'eau diminue, ce qui permet une pénétration plus rapide dans le réseau fibreux, donc une accélération du défibrage et du détachement de l'encre (ibidem). En cuvée, le taux de cisaillement peut aussi être optimisée en augmentant la vitesse du rotor. Bien que l'augmentation de la valeur de tous ces paramètres améliore le détachement de l'encre, cela accentue aussi la fragmentation des particules d'encre ce qui accélère la redéposition de l'encre sur les fibres (ibidem). Or, si de petites particules d'encres se redéposent à l'intérieur du lumen des fibres, leur séparation de la suspension est empêchée de façon irréversible ce qui diminue la brillance du papier recyclé.

### 3.3.2.2 Durée

La fragmentation et la redéposition de l'encre est aussi fonction du temps de trituration. Ce phénomène est comparativement moins important pour les triturateurs en cuvée opérant à temps réduit que pour les triturateurs tambour dont le temps de trituration (généralement fixé autour de vingt minutes) ne peut être diminué (Mezra et Haynes, 2001). Par convention, le temps de trituration en cuvée s'écoule entre l'ajout de l'eau, du papier et des produits chimiques et le début de la vidange du triturateur. La diminution de celui-ci pour un triturateur à tire toron est cependant limitée par la taille du système d'enlèvement de détrit. Cependant, Fabry et al (2001) avancent qu'une période de dix à trente minutes utilisée typiquement dans l'industrie est trop longue et pourrait être réduite à cinq minutes et moins. Ceci permettrait d'obtenir un taux de défibrage suffisant et de réduire la fragmentation de l'encre ainsi que des colles thermosensibles, tout en diminuant considérablement la consommation d'énergie. Par contre, il resterait alors plus de points d'encre résiduels encore non détachés des fibres, ce qui diminuerait la brillance de la pâte. La solution proposée par Fabry et al, serait d'intercaler une étape de dispersion entre deux étapes de flottaison.

### 3.3.2.3 Trituration en milieu basique

La trituration de papiers récupérés a généralement lieu en milieu basique. L'hydroxyde de sodium sert à accélérer le défloconnage et permet aussi de favoriser le défibrage et le détachement de l'encre (l'alcalinité permet de diminuer l'intensité des liens électrostatiques entre les fibres) (McCool, 1993). Cependant, à pH basique la pâte jaunit si celle-ci a une haute teneur en lignine (comme c'est le cas de la pâte mécanique), d'où l'ajout de peroxyde d'hydrogène au triturateur pour empêcher ce phénomène. L'utilisation de peroxyde d'hydrogène implique aussi l'ajout d'agents de chélation et de silicate de sodium pour le stabiliser et empêcher sa dégradation catalysée par les ions métalliques de transition présents dans la pâte. Enfin, les surfactants, dispersants,

agglomérants sont aussi ajoutés au niveau du tritrateur utilisés pour assurer que l'encre et les contaminants, demeurent bien séparés des fibres dans la suspension. La description de ces produits qui sont utilisées au niveau des cellules de flottaison et des laveurs, sera détaillée plus amplement dans les sections se rapportant à la séparation de l'encre et des contaminants.

#### **3.3.2.4 Trituration en milieu neutre**

Selon Lapierre et al, (2002), le coût des produit chimiques du désencrage de mélanges de vieux papiers journaux et de vieux magazines pourrait être considérablement diminué sans impact négatif sur la blancheur de la pâte ni sur l'enlèvement de l'encre, si la trituration se faisait en milieu neutre avec ajout de sulfite de sodium et d'un surfactant au lieu de l'hydroxyde de sodium et des produits que son utilisation implique. Aussi la présence de sulfite de sodium permettrait de maintenir une efficacité à la flottaison similaire à celle qui est obtenue en milieu alcalin. Suess et al (2001) rapportent qu'autrement cette efficacité diminuerait en milieu neutre. La trituration en milieu neutre permettrait aussi de diminuer la demande chimique en oxygène des eaux usées, et de réduire la fragmentation de contaminants collants (Brouillette et al, 2002; Fabry et al, 2001). Ceci atténuerait aussi la dissolution de matières organiques anioniques responsables des problèmes de formation et de déposition de micro contaminants collants au niveau de la machine à papier lors de l'ajout d'agents de rétention cationiques (Brouillette et al, 2002). Cependant d'après Roring et Haynes (1999), le désencrage en milieu neutre amoindrirait le défibrage et le détachement de l'encre lors de la remise en pâte de papiers contenant des fibres de bois, ainsi que la fragmentation des particules d'encre; le blanchiment de la pâte ne pourrait plus se faire par action oxydative du peroxyde d'hydrogène, puisque l'ajout d'hydroxyde de sodium serait nécessaire pour que l'agent oxydant soit efficace, ce qui annulerait par conséquent tout les bienfaits économiques de la trituration en milieu neutre; enfin, bien que l'enlèvement d'encres de type flexographique semble être plus efficace en milieu neutre, l'effet

inverse est observé pour les encres de type offset pour lesquelles la redéposition sur les fibres est plus marquée.

La remise en pâte est donc l'étape déterminante du procédé de désencrage puisque d'une part la composition chimique de la pâte triturée affecte les compositions des eaux blanches produites dans toutes les opérations de traitement subséquentes, et d'autre part l'efficacité de détachement de l'encre des fibres a un impact sur l'efficacité de la séparation de l'encre de la suspension.

### **3.4 Extraction de l'encre**

Une fois détachée des fibres par trituration, l'encre peut être séparée soit par lavage ou par flottaison on encore par un procédé hybride.

#### **3.4.1 Lavage**

Le lavage est un procédé qui consiste à effectuer la séparation de l'encre et des contaminants par épaissement. La taille optimale des particules d'encre serait d'environ 15  $\mu\text{m}$  (Smook, 1992). La séparation devrait être proportionnelle à l'eau éliminée si l'encre non liée aux fibres est suffisamment fragmentée et bien dispersée dans la phase aqueuse, mais le réseau fibreux forme un filtre qui diminue l'efficacité du lavage, même lorsque les pigments sont très fins (moins de 15  $\mu\text{m}$ ). Il est donc nécessaire de diluer la pâte pour diminuer cet effet. Un épaisseur à pince permet de faire l'étape finale de lavage en portant la pâte à faible consistance à 8 à 12 % de consistance (Smook, 1992).

### 3.4.2 Flottaison

La flottaison est un procédé qui a été emprunté à l'industrie minéralurgique, et qui a été d'abord plus utilisé par les usines de désencrage européennes et japonaises avant d'être progressivement adopté en Amérique du Nord. Son principe repose sur l'introduction d'un agent moussant dans la pâte ce qui permet la floculation des pigments d'encre. La mousse est séparée de la suspension par aération à basse consistance (de 0.7 à 1.3 %) dans des cellules de flottaisons. De tels équipements représentent un investissement plus coûteux que des laveurs. Aussi, l'inconvénient majeur que de leur utilisation implique est le coût important des produits chimiques requis. Cependant, comparées au laveurs, les cellules de flottaison ont l'avantage d'éliminer moins de charges et de fibres fines et de simplifier le traitement des effluents car l'encre et les produits chimiques sont évacués dans la mousse (Smook, 1992).

### 3.4.3 Efficacité de la flottaison

L'efficacité de la flottaison dépend à la fois de paramètres chimiques et mécaniques. Schulze (1991) a proposé une équation probabiliste pour décrire l'aspect cinétique de cette opération :

$$dn_p / dt = -Z_c \cdot n_p \cdot n_b \cdot P_c \cdot P_a \cdot P_s \quad (1)$$

La distribution de taille optimale de particules d'encre pour la flottaison serait de 10 à 100  $\mu\text{m}$  (Saint Amand, 1999). Les particules plus grandes et plus lourdes sont plus difficilement portées par les bulles tandis que les probabilités d'attachement et de collision sont moindres pour les particules trop petites. La consistance de la pâte, la vitesse d'agitation, le débit de bullage de l'air ainsi que le temps de flottaison son autant de paramètres qui ont un impact sur l'efficacité de la flottaison. Celle-ci augmente avec

l'élévation de n'importe lequel de ces paramètres (Carrasco et al, 1999). L'efficacité de flottaison s'exprime par un facteur de désencrabilité déterminé expérimentalement par un test standard (TAPPI T 452) qui est fonction de mesures de brillance :

$$E = \frac{B_F - B_D}{B_B - B_D} \quad (2)$$

#### 3.4.4 Procédé hybride

On note qu'aujourd'hui en Amérique du Nord, le lavage et la flottaison sont combinés dans la plupart des usines de désencrage modernes (Patrick, 2001). Le rôle du lavage a été réduit pour éviter de trop lourdes pertes en fibres. Dans certaines usines de recyclage de vieux journaux, des laveurs qui épaississent la pâte simplement par aspiration plutôt que par pressage ont été mis en place pour effectuer un nettoyage sommaire en fin de parcours pour permettre de retenir plus de charges et de fines. Comme les charges contribuent à augmenter la brillance du papier, la flottaison est généralement favorisée pour en limiter les pertes, sauf par exemple pour la production de mouchoirs etc. à partir de vieux papiers de bureau, car la teneur en charge doit être moindre (Suess et al, 2001).

#### 3.4.5 Dureté de l'eau des cellules de flottaison

Le paramètre chimique le plus influent quant à l'efficacité de l'enlèvement de l'encre serait la dureté de l'eau plutôt que le pH ou que le dosage en produits surfactants (Moe et Roring, 2001). A cette fin du chlorure de calcium est normalement ajouté au niveau des cellules de flottaison. Cependant une eau trop dure peut faire augmenter la perte de charges inorganiques (surtout lorsqu'il s'agit de carbonate de calcium), ainsi que les pertes en fibres, essentiellement liées au phénomène d'entraînement de celles-ci par les particules d'encres et les charges (ibidem.). Le silicate de sodium restant de la

trituration, permet de réduire les pertes en fibres et en charges durant la flottaison (Suess, 2001). Mais le calcium résiduel qui est retenu aux fibres en milieu basique se dissout dans la phase aqueuse en milieu acide et contribue à accentuer la formation de dépôts collants en se liant aux matières dissoutes anioniques (Laine, 1995).

#### **3.4.6 Stabilisation de la mousse de flottaison**

Les charges minérales sont normalement nécessaires à la stabilisation de la mousse des cellules de flottaison, mais cette technologie s'est améliorée de manière à en réduire la quantité requise. Dans le cas du recyclage de vieux journaux, il est maintenant possible d'éviter d'ajouter de vieux magazines dans le but de procurer celles-ci, ce qui améliore le rendement du procédé (Patrick, 2001). Le taux d'utilisation optimal de papier magazine relève en fait de la rentabilité et ce serait maintenant plus avantageux dans les usines de recyclage de vieux cartons, où les pertes sont moins importantes, que les usines de recyclage de papier journaux ou de papier de bureau (ibidem.).

#### **3.4.7 Agents tensioactifs**

Parmi les réactifs clés de la chimie du désencrage se trouvent les agents tensioactifs qui sont généralement des huiles minérales modifiées avec ajout de groupements hydrophiles pour rendre la molécule plus soluble (Smook, 1992). Ils sont classés en trois catégories : les détergents (surfactants) pour le détachement, les dispersants pour éviter que les particules d'encres ne se redéposent sur les fibres, et les collecteurs de flottaison (agents moussants et surfactants) pour diminuer la tension superficielle de l'eau et former de la mousse dans laquelle se retrouvent les particules d'encre. L'hydroxyde de sodium, le silicate de sodium et le borax, servent d'adjuvants aux agents tensioactifs. L'utilisation de dispersants se fait plutôt au niveau du trituteur, mais peut aussi se faire au niveau des laveurs. Les dispsecteurs sont des agents tensioactifs qui sont à la fois

dispersants et collecteurs, ce qui permet de combiner plus facilement le lavage à la flottaison car la taille idéale des particules d'encre n'est pas la même pour les deux opérations (ibidem). En effet l'encre devient assez hydrophile pour permettre la dispersion durant le lavage, mais les particules adhèrent suffisamment les unes aux autres pour assurer l'efficacité de la flottaison. Les collecteurs de flottaison, sont ajoutés lors de la flottaison pour augmenter l'hydrophobicité des particules d'encre et favoriser leur agglomération. Cependant, selon Magda et Lee (1999) l'hydrophobicité n'est pas le seul critère d'efficacité des collecteurs de flottaison. Ayant étudié un collecteur à base d'oléate pour ôter des encres à base d'huiles, ils recommandent de trouver la tension de surface minimale de la phase aqueuse pour établir le pH optimal de flottaison.

### **3.4.8 Extraction et passivation des autres contaminants**

L'enlèvement de l'encre par les technologies du lavage et de la flottaison a été abordé. De manière plus générale l'extraction des contaminants de la pâte, se fait aussi par tamisage (soit en fonction de leur taille), par épuration (soit en fonction de leur densité), ou, comme pour l'encre, par épaississement (soit en fonction de leur solubilité dans l'eau). Comme les contaminants dissous dans la pâte peuvent provoquer des problèmes de déposition au moment du pressage de la pâte et de la fabrication du papier, il est préférable d'éviter de broyer les particules collantes lors de la trituration afin d'en faciliter la séparation par tamisage, par épuration, et par flottaison. La technologie d'enlèvement de ces particules a évolué au cours des dernières années par la diminution du diamètre des épureurs, ainsi que de la largeur des fentes des tamis et aussi la conception de systèmes permettant un meilleur traitement des eaux usées (Patrick, 2001). La passivation des particules collantes (et des autres contaminants) consiste en l'ajout de charges minérales à la pâte pour que les matières dissoutes difficilement extractibles s'y absorbent. De tous les minéraux, le talc est le plus fréquemment utilisé à cette fin, parce qu'il est fortement hydrophobe; il peut absorber aussi bien les cires que



les colles autoadhésives ou thermosensibles, ainsi que les encres de type toner (Yordan et al, 2001).

### 3.5 Blanchiment

L'ajout de certains agents de blanchiment lors de la trituration pour éviter le jaunissement de la pâte a été mentionné précédemment. Mais pour des raisons d'économie et d'efficacité, le blanchiment et l'augmentation de la brillance de la pâte tend à être effectué à la fin du procédé, lorsque la pâte est à plus haute consistance. Plusieurs usines comprennent deux stades d'oxydation suivis par des stades de réduction. Ces stades peuvent être en séquence mais il faut alors ajouter un produit pour arrêter l'action oxydative avant de passer à la phase de réduction. Aussi, certaines usines de recyclage de vieux journaux n'ont besoin que d'un stade de réduction (sans oxydation au préalable) pour faire le conditionnement de la pâte. De nos jours, les agents oxydants les plus populaires sont le peroxyde, l'oxygène et parfois l'ozone, tandis que les agents réducteurs les plus utilisés sont l'hydrosulfite de sodium et l'acide sulfonique de formamidine (Patrick, 2001). Le moyen le plus efficace pour blanchir la pâte désencrée serait de combiner des stages pressurisés de blanchiment à l'oxygène et au peroxyde. Un petit nombre d'usines utilise du bioxyde de chlore alors que l'hypochlorite de sodium a été supprimé pour des raisons environnementales. Cependant, dans le cas de la pâte mécanique, les produits fortement oxydants ne sont pas recommandés car ils dégradent la lignine, ce qui produit d'importantes pertes en rendement et augmente la quantité d'effluents du procédé (Suess, 1995). Par exemple, l'oxygène ne contribue pas à la brillance d'une pâte qui a un fort contenu en lignine. Aussi lorsqu'un papier à haute teneur en carbonate de calcium (ce qui est le cas d'une bonne partie du papier récupéré en Europe) est recyclé, les agents de blanchiment tels l'ozone, l'oxygène et le bioxyde de chlore ne sont pas recommandés car ils sont surtout efficaces en milieu acide. A cause de l'effet tampon du carbonate de calcium qui sert à

la fabrication du papier en milieu alcalin, il serait nécessaire de retirer tout le contenu en cendres de la pâte ce qui engendrerait alors d'importantes pertes en rendement (ibidem.). L'ajout d'agents de chélation pour retirer les ions métalliques de transition (Ca, Mg, Al, Zn, Fe, Cu, et Mn), sert aussi à empêcher la décomposition des produits de blanchiment par ceux-ci et, protège autant l'action des agents oxydants que celle des agents réducteurs (Taylor et Morrison, 1999). De plus, la présence d'ions Fe dans la pâte désencrée favorise l'attachement des particules d'encre résiduelles aux fibres fines, ce qui peut aussi réduire considérablement la brillance finale de la pâte (Lapierre et al, 2001). La brillance du papier recyclé dépendrait plutôt de l'efficacité de l'enlèvement de l'encre que de la quantité de peroxyde d'hydrogène ajoutée pour faire le blanchiment de la pâte (Suess et al, 2001).

### **3.6 Traitement des effluents**

Les contaminants séparés de la pâte par des unités de traitement tels les tamis, les épurateurs et les laveurs sont sources d'effluents liquides qui doivent être traités pour pouvoir être réutilisés. La clarification par sédimentation et micro flottaison est la technologie privilégiée pour le traitement des effluents, la filtration par membrane pourrait s'avérer être une technologie d'avenir intéressante.

#### **3.6.1 Clarification**

Plusieurs usines de fabrication de papier journal canadiennes sont munies aujourd'hui d'un traitement des effluents avec deux ou plusieurs stages de clarification. Souvent un stage de clarification primaire est utilisé pour traiter de l'eau qui est par la suite recyclée dans le procédé. La clarification par flottation à air dissous ou micro flottation peut retirer de manière efficace les contaminants solides en suspension des eaux de procédés. L'ajout de polymères floculants tel les polyacrylamides, de sels d'aluminium ou de fer

( $\text{AlSO}_4$ ,  $\text{FeSO}_4$ ,  $\text{FeCl}_2$ ) augmente l'efficacité d'enlèvement de ces solides. L'ajustement du pH des eaux usées doit se faire entre 4,5 et 6,5 lorsque ces sels métalliques sont utilisés (Pan American Environmental). Par contre, la micro flottation ne serait aucunement efficace pour retirer les matières qui demeurent dissoutes ou en suspension colloïdale (Ben et al, 2001). D'où l'importance d'un bon pressage de la pâte avant l'envoi à la machine à papier. Bien qu'il ait été observé que, contrairement aux eaux blanches de pâte thermomécanique, dans les eaux blanches de pâte désencrée, les composés organiques lipophiles tels ceux qui entrent dans la composition de l'encre sont plus efficacement retirés. Ils seraient présents sous la forme de solides en suspension dispersés plutôt que sous la forme de matières colloïdales, probablement à cause de la haute concentration d'ions calcium utilisés pour faire mousser les savons dans les cellules de flottaison. Ces ions peuvent déstabiliser des particules lipophiles stabilisées par des polysaccharides (ibidem.).

### 3.6.2 Filtration par membrane

Comme les encres flexographiques sont de plus en plus utilisées pour l'impression de journaux, des technologies de séparation par membranes perméables comme l'ultrafiltration ont été investiguées pour effectuer le traitement des filtrats de laveurs des procédés de recyclage de vieux journaux (Chabot, et al 1998). En effet, ce type d'encre se fragmente en petites particules de l'ordre de un micron qui, contrairement aux encres traditionnellement utilisées, sont plutôt hydrophiles et donc se dispersent bien dans la phase aqueuse. La flottaison s'avère donc plutôt inefficace pour les séparer de la pâte. Par conséquent le lavage demeure nécessaire pour s'en débarrasser, ce qui a pour effet d'augmenter le niveau de contamination du filtrat de lavage qu'il faut alors traiter pour pouvoir le recycler. Or l'efficacité de clarification par micro flottaison s'en trouve aussi affectée, et l'ajout d'une charge importante de polymères coagulants est nécessaire pour assurer un bon traitement surtout lorsque la proportion d'encre flexographique dépasse

les 20 % (ibidem.). La séparation par membrane pourrait donc s'avérer être une technologie d'avenir dans l'optique de la fermeture des circuits d'eau, l'obstacle majeur étant le coût de cette technologie (Magnusson, 2001). La séparation par nanofiltration permet aussi de diminuer les concentrations d'éléments inorganique (Al, Ca, Fe, Mg, Mn, Na, S) ce qui contribue à diminuer la conductivité des effluents (ibidem.), et a en plus efficacement contrôler la dureté.

### 3.7 Fabrication du papier

L'eau de la machine à papier est la moins contaminée des eaux blanches puisqu'elle est extraite d'une pâte lavée et nettoyée. Cette eau peut notamment être recirculée vers les équipements d'un atelier de désencrage. Le pH de fabrication du papier peut avoir un impact important sur les stratégies de recirculation préconisées. Le choix du pH de fabrication dépend généralement du grade de papier recyclé, ainsi que de la nature de la pâte (mécanique ou chimique), mais les tendances varient aussi selon les différentes régions du globe. Cela implique des répercussions sur la composition de l'eau blanche de la machine à papier ainsi que sur le type de produits chimiques utilisés dans les étapes antérieures du traitement de la pâte.

Bien que des conditions alcalines soient généralement plus favorables à la remise en pâte de vieux papiers, la pâte désencrée est généralement acidifiée lors de son conditionnement final pour éviter le jaunissement. En outre, le mélange de pâte thermomécanique (donc à haute teneur en lignine) à de la pâte désencrée est fréquent et le pH de fabrication du papier se situe autour de 5. L'industrie est aussi parfois réticente à envisager la fabrication du papier en conditions alcalines à cause des problèmes liés au contrôle des matières dissoutes ou en suspension colloïdale. Par exemple, l'alun, qui agit en tant qu'extracteur de déchets anioniques en neutralisant la charge des substances dissoutes et colloïdales (notamment les contaminants collants de la pâte désencrée), tend à perdre sa charge cationique à pH neutre. Il a été observé qu'à pH 8 l'alun a encore

environ un quart de la charge positive qu'il a à pH 5, mais qu'il demeurerait quand même suffisamment efficace pour la fabrication du papier en conditions alcalines (Takanori, 1998).

Par contre la fabrication de papier en milieu alcalin comporte aussi des avantages. D'une part, un papier ayant un pH alcalin jaunit moins rapidement qu'un papier à pH acide. Par exemple, le papier journal, souvent à forte teneur en pâte mécanique est généralement acide (cela pose peu de problèmes au niveau du vieillissement du produit puisqu'il est rapidement consommé). D'autre part l'utilisation de charges inorganiques pour augmenter l'opacité et la brillance du papier peut réduire de manière avantageuse le coût des matières premières car les fibres sont parfois plus coûteuses (Klungness et al, 1999). En ce qui concerne le papier magazine, l'argile a traditionnellement été le matériau de choix qui entre dans sa composition. La teneur en argile de ce type de papier peu être de l'ordre de 25 à 30 %. Cependant, l'utilisation du carbonate de calcium (une charge moins coûteuse ayant aussi de meilleures propriétés optiques) a beaucoup progressé ces dernières années en Europe au détriment de l'argile, tandis qu'en Amérique du Nord elle est plutôt encore limitée à la fabrication de papier à partir de sources non ligneuses (Laufmann, 1998). Comme cette charge à un effet tampon, il suffit qu'un papier n'en contienne que 2 % pour qu'il soit nécessaire de le fabriquer en conditions neutres ou alcalines.

### **3.8 Conclusion**

Le procédé de désencrage a donc été abordé dans le but d'analyser l'impact des étapes de traitement sur la composition de la pâte désencrée et sur celle des eaux blanches de procédé ainsi que dans l'optique des opérations unitaires essentielles à la fabrication de papier recyclé et de l'optimisation de paramètres de fonctionnement de certains équipements. Bien que le désencrage repose sur des principes de séparation

essentiellement mécaniques (enlèvement des contaminants en fonction de leur densité, de leur taille, par flottaison ou par épaissement), il a été montré qu'une variété de produits chimiques est aussi nécessaire, ce qui crée en diverses étapes des conditions opposées. Il est donc délicat de juger de la qualité des eaux de procédé, puisque les produits utilisés lors de certaines opérations peuvent devenir les contaminants d'une autre opération. D'une part, la chimie de la trituration et du lavage a pour but de disperser les contaminants, tandis qu'inversement, lors de la flottaison et de clarification, il faut favoriser leur coagulation et leur floculation.

**Tableau III.1** Chimie type d'un procédé intégré de désencrage de vieux papiers (adapté de McCool, 1993)

Produit chimique	Remise en pâte	Séparation (a)	Blanchiment	Traitement (b)	Fabrication du papier
Hydroxyde de Sodium	X		X		
Silicate de sodium	X		X		
Peroxyde d'hydrogène	X		X		
Borax		X			
Chlorure de calcium		X			
Hydrosulfite de sodium			X		
ASF <sup>(c)</sup>			X		
Acide sulfurique			X	X	X
Sels métalliques				X	X
Charges inorganiques	X	X			
Agents tensioactifs	X	X			
Agents de chélation	X		X		
Polymères floculants				X	

Notes. a : Séparation de l'encre et des contaminants; b : Traitement des effluents; c : Acide sulfinique de formamidine.

D'autre part, le pH de la remise en pâte de vieux papiers est généralement alcalin alors que la pâte désencrée est généralement acidifiée lors de son conditionnement final pour éviter le jaunissement de la lignine. En guise de synthèse, le tableau III.1 résume les divers types de produits chimiques susceptibles de se retrouver dans les courants d'eau blanche et de pâte du procédé de désencrage, ainsi que les étapes d'opérations au niveau desquels ils sont ajoutés. Dans le prochain chapitre, une présentation sommaire du procédé qui a été le sujet de cette étude sera effectuée.

## CHAPITRE IV

### DESCRIPTION DE L'ATELIER DE DÉSENCRAGE ÉTUDIÉ

#### 4.1 Historique

L'atelier de désencrage de vieux papiers de la compagnie Kruger situé à Bromptonville en Estrie au Québec est le sujet de cette étude. Fondée à Montréal en 1904 par Joseph Kruger cette compagnie papetière compte aujourd'hui 10 500 employés au Canada et à l'étranger. Le site de l'usine de Bromptonville, acquis en 1950, produit du papier journal. Il y a trois machines à papier pouvant produire plus de 800 tonnes de papier par jour. À l'origine, il y avait uniquement un moulin de fabrication de pâte par procédé thermomécanique. En 1992, un atelier de désencrage d'une capacité de production de 200 t/a de pâte désencrée fut inauguré. La modélisation de cet atelier a fait l'objet d'études portant sur la fermeture de circuits d'eau par divers étudiants de l'école Polytechnique de Montréal (Walosik, 1999; Savu et al, 2001), ainsi que sur la stratégie de contrôle du réservoir des cassés (Bonhiver, 1998). Le papier récupéré approvisionnant l'usine de recyclage consiste en 80 % de vieux journaux et 20 % de vieux magazines, provenant de centres de tri de collectes municipales, situés au Québec et dans l'état de New York ([kruger.com](http://kruger.com); communication personnelle). En 1992, l'atelier consistait en une seule ligne de production de pâte désencrée, soit un courant principal de pâte suivant un seul et même parcours entre la trituration et le stockage final de la pâte. En 1999, cet atelier a été agrandi et modifié par la mise en place d'une deuxième ligne afin de pouvoir augmenter la capacité de production qui est maintenant de plus de 400 odt de pâte désencrée par jour. Plusieurs équipements furent ajoutés et certains équipements de la première ligne furent aussi déplacés vers la deuxième de manière à réduire le nombre d'étapes de traitement de la pâte. L'ancienne ligne s'appelle désormais la ligne 1 tandis que la nouvelle ligne s'appelle la ligne 2. La ligne 1 a toujours une capacité de 200 odt par jour tandis que celle de la ligne 2 est de l'ordre de



250 odt. La production moyenne entre juin 2001 et mai 2002 fut de 425 odt par jour, dont 184 tonnes furent pressées et envoyées à l'usine Kruger de Trois-Rivières et 241 tonnes furent envoyées aux machines à papier principalement alimentées par l'atelier de mise en pâte thermomécanique (PTM) de Bromptonville. L'atelier de PTM produit en moyenne 600 odt de pâte par jour. Donc le papier produit par Kruger Bromptonville est composé d'approximativement 30 % de pâte recyclée et 70 % de pâte vierge (ce ratio est le même pour les trois machines à papier).

## **4.2 Schéma de circulation d'eau**

En ce qui concerne l'atelier de désencrage, le recyclage des eaux d'usine se fait à divers niveaux :

- entre les différents équipements de chaque ligne de production,
- entre les équipements des lignes 1 et 2 et les équipements communs aux deux lignes,
- depuis les cuiviers d'eau blanche des machines à papier,
- enfin, de l'eau de refroidissement qui sert à condenser la vapeur produite par les raffineurs de l'atelier de PTM est envoyée vers l'atelier de désencrage, et sert d'utilitaire chaud à l'atelier de désencrage.

Une eau fraîche est nécessaire dans l'usine pour toute dilution de la pâte qui n'est pas satisfaite par une eau blanche disponible. Ainsi, le mélange de l'utilitaire froid de l'usine PTM à la pâte désencrée ne constitue pas une économie d'eau fraîche car un appoint est requis dans une autre partie de l'usine.

### **4.2.1 Représentation de l'atelier original**

La figure IV.1, est un schéma simplifié de la circulation d'eau de l'atelier original, tel que simulée par Walosik (1999), Savu et al (2001) et Bonhivers et al (1998, 2002).

Lorsque l'atelier comprenait encore une seule ligne de désencrage, la trituration se déroulait dans un tritrateur en cuvette dans lequel le papier entrant était dilué à une consistance de 30 %.

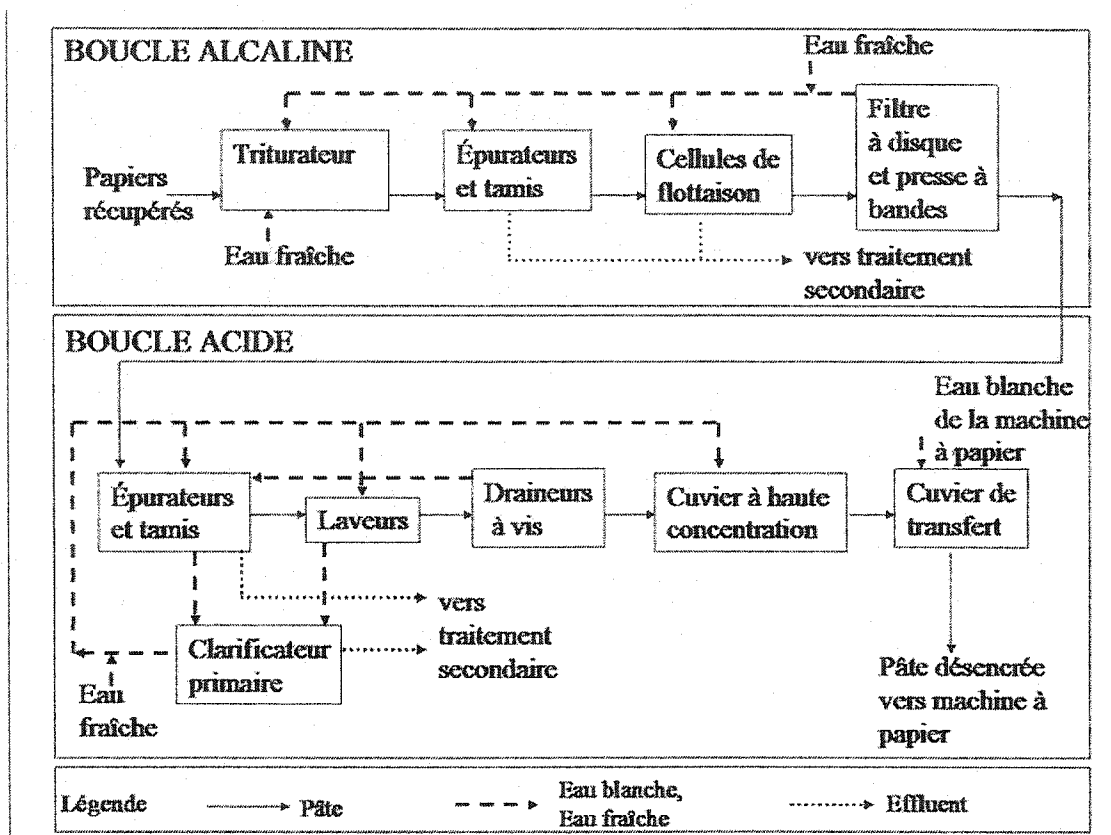


Figure IV.1 Circulation d'eau dans l'atelier de désencrage original

Le procédé était scindé en deux parties : soit la boucle alcaline et la boucle acide dans lesquelles se déroulaient sensiblement les mêmes étapes : une phase de nettoyage (dit « grossier » dans la boucle alcaline et, dit « fin » dans la boucle acide) consistant en étapes successives de tamisage et d'épuration; puis une phase d'épaississement de la pâte: d'abord à l'aide d'un filtre à disque et d'une presse à bande dans la boucle acide, puis de laveurs et de draineurs à vis dans la boucle alcaline. Une étape de flottaison s'insérait dans la boucle alcaline avant l'épaississement. Par cette configuration, l'eau blanche alcaline était recyclée vers les équipements de la boucle alcaline, tandis que

l'eau blanche acide demeurait dans la boucle acide. Les eaux usées de la boucle acide étaient dirigées vers un clarificateur primaire (dit clarificateur de procédé) pour être traitées. L'eau traitée du clarificateur de procédé était ensuite recyclée à l'intérieur de la boucle acide. Les rejets du nettoyage grossier ainsi que les boues de flottaison et du clarificateur primaire étaient dirigés vers une section de traitement secondaire des rejets où les boues étaient pressées et toute l'eau rejetée était traitée dans un clarificateur secondaire (dit clarificateur des effluents) avant d'être évacuée du procédé.

#### **4.2.2 Représentation de l'atelier modifié**

La figure IV.2, fait sommairement état des changements apportés au schéma de circulation d'eau depuis la mise en place d'une seconde ligne de production de pâte. Depuis la rénovation, la stratégie de préparation de la pâte a été simplifiée de manière à éliminer la boucle acide, l'acidification de la pâte se fait maintenant juste avant le stockage de la pâte épaissie. Dans les lignes 1 et 2, les étapes de nettoyage par tamisage, par épuration et par flottaison ont été conservées, cependant celles-ci ont été regroupées de manière à ce que le nettoyage fin de la pâte qui auparavant prenait place dans la boucle acide suive directement la flottaison et le nettoyage grossier. Donc la phase d'épaississement qui séparait les deux boucles a été éliminée. La pâte n'est épaissie qu'une seule fois en fin de parcours, pour être ensuite acidifiée avant d'être stockée. Ainsi le filtre à disque et la presse à bandes ont été déplacés vers la ligne 2. Bien que le parcours de la pâte suive deux lignes distinctes dans les étapes de nettoyage et d'épaississement, les étapes de trituration et de stockage de la pâte ainsi que le traitement des rejets demeurent communes. Les eaux blanches des deux lignes sont mélangées et communément recyclées vers les équipements de traitement de la pâte. Enfin, le triturateur en cuvée (ainsi qu'un tamis grossier et deux cuiviers qui y était rattachés) est relégué à un rôle d'équipement auxiliaire d'un nouveau triturateur de type tambour qui fonctionne en continu et dont la pâte est déchargée directement dans un

cuvier d'alimentation continue. Le clarificateur primaire traite des eaux usées provenant essentiellement des unités d'épaississement de la pâte ainsi que des épurateurs inverses (la dernière étape d'épuration avant l'épaississement), tandis que les boues de flottaison et celles du clarificateur de procédé, ainsi que les rejets d'épuration et de tamisage sont dirigées vers le traitement secondaire des rejets qui comprend toujours le clarificateur des effluents.

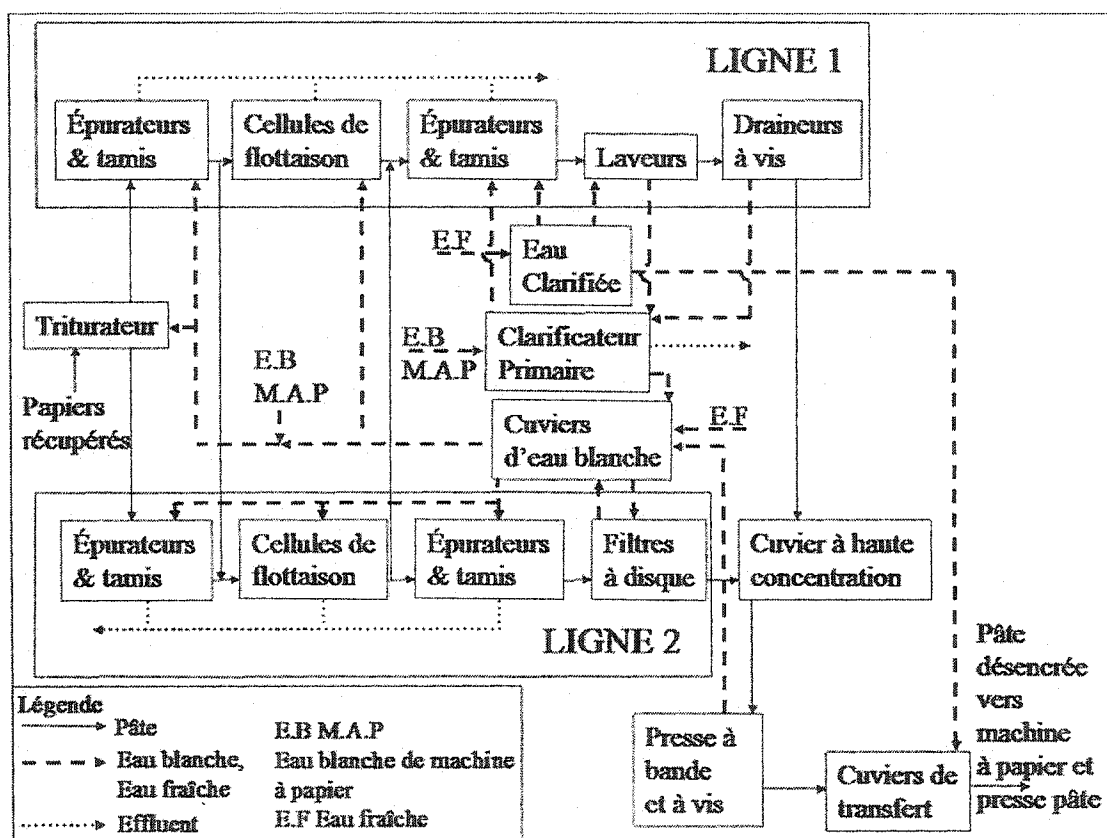


Figure IV.2 Circulation d'eau dans l'atelier de désencrage modifié

C'est donc l'usine rénovée qui a été modélisée. Les spécifications de la nouvelle simulation sont en partie dérivée des spécifications indiquées par Walosik (1999), dans l'annexe 5 de son mémoire de maîtrise (essentiellement en ce qui a trait aux équipement de la ligne 1) ainsi que des diagrammes de procédé et d'instrumentation de l'atelier modifié, et des résultats de test d'échantillonnage quotidien de l'usine et de mesures

provenant de la salle de contrôle. Les spécifications de la simulation de l'atelier modifié son détaillé en annexe A. Le schéma d'écoulement du procédé utilisé pour définir le cas de base du problème d'optimisation de la fermeture des circuits d'eau du procédé est donné en annexe B. Les valeurs des variables de cette simulation sont données en annexe C. Le prochain chapitre traitera de la méthodologie de réconciliation de donnée qui a été appliquée afin de mettre au point le modèle de simulation de l'atelier de désencrage.

**CHAPITRE V**  
**DATA RECONCILIATION AND SAMPLING PROTOCOL DESIGN, CASE OF**  
**A PAPER DEINKING PROCESS**

**D.Brown<sup>1</sup>, F.Maréchal<sup>2</sup>, G.Heyen<sup>3</sup>, and J.Paris<sup>1</sup>**

- 1. Département de génie chimique, École Polytechnique, Montreal, Canada**
- 2. LENI, École Polytechnique Fédérale de Lausanne, Switzerland**
- 3. LASSC, Université de Liège, Belgium**

**(Submitted to Paperi ja Puu, November 24<sup>th</sup>, 2003)**

## 5.1 Présentation<sup>†</sup>

Le chapitre qui suit porte sur la réconciliation des données de l'atelier pour faire la simulation de procédé. Il s'agit d'une étape préalable essentielle pour obtenir une représentation réaliste des conditions nominales d'opération du procédé de désencrage afin de pouvoir déterminer ses besoins en eau. Le modèle de l'atelier de désencrage a été construit à l'aide du logiciel de simulation en mode simultané et de réconciliation de données VALI III (développé par Belsim s.a) Les mesures de variables de procédé sont généralement entachées d'erreurs en raison des imprécisions des appareils de mesure et des perturbations en régime permanent (ou lorsque les mesures sont faites en régime transitoire). Le principe de fonctionnement du logiciel repose sur la minimisation de la somme des moindres carrés des erreurs sur les variables mesurées, sous les contraintes d'équations de spécification caractéristiques des opérations unitaires et d'équations de lois de conservation et de thermodynamique. L'ajout d'équations de liaison permet aussi de définir et d'estimer les incertitudes de certaines variables (mesurables ou non) en fonction des autres variables de procédé. Il faut qu'il y ait redondance (c'est à dire qu'une variable puisse être recalculée en fonction de plusieurs mesures différentes) des mesures pour qu'une valeur mesurée puisse être corrigée. À cette fin, un programme d'optimisation comprenant un algorithme génétique a été combiné à l'utilisation du logiciel de réconciliation de données pour permettre de déterminer à partir d'une base de donnée détaillant les caractéristiques de divers types de mesures, l'emplacement optimal de points d'échantillonnages requis pour pouvoir adéquatement valider le modèle de simulation du procédé.

---

<sup>†</sup> Cette section à pour but de faire le lien entre les articles du mémoire

## **5.2 Abstract**

An equation solver data reconciliation software has been used to build a validated model of a waste paper deinking mill, by combining control room measurements and process design specifications. An optimal sampling protocol to validate the model by using only control room measurements has been determined by identifying, with genetic algorithm programming, the additional sampling points and corresponding sensors required to compensate for the lack of redundant measurements.

## **5.3 Keywords**

Sensitivity matrix, Sensor system, Reconciled precision, Key performance indicators, Population based evolutionary algorithm, Objective function, Waste paper deinking mill.

## **5.4 Introduction**

Computer aided process simulation is an efficient design tool, which can help pulp and paper companies, pressured by global competition, and urged to comply with environmental regulations, to upgrade their facilities rapidly, and at low engineering and operating cost. Specifically, in the context of system closure, accurate models are needed to predict the impact of retrofit modifications on a given process. Data reconciliation is essential for process performance follow-up and simulation model calibration. Based on measurement redundancy, it is recommended as a preliminary step to process simulation. Data reconciliation has been extensively used in the petrochemical and chemical industries, however only recently has it been applied to pulp and paper processes (Jacob and Paris, 2003). Due to the number of pieces of equipment and



process streams involved, and in spite of the abundance of information that can be acquired using process sensors, additional measurements are often required to reach satisfactory levels of redundancy. This can be achieved at an acceptable cost by combining data reconciliation with equipment design specifications and process diagrams. The problem with this approach is the validity of these additional specifications, and their impact on the measurement corrections and precision. However, conducting systematic online process calibration by using data from a digital control system would ensure measurement precision and coherence. The benefits of real time mill data reconciliation have been discussed in detail by Heyen (2000). Jacob and Paris, (2003) have discussed the principles of reconciliation and the concept of measurement redundancy. They applied a heuristic approach based on local redundancy analysis of each process unit to plan sampling campaigns in an integrated TMP mill, to show how data reconciliation can improve reliability of simulations and help detect suspicious data. However even though computer aided, this flowsheet examination of a large scale process is cumbersome. To overcome this drawback, a method based on the sensitivity matrix analysis and the use of a genetic algorithm has been proposed and applied to an ammonia production plant by Heyen *et al.* (2002) to automatically optimize the identification of appropriate additional sampling points. The first objective of this study was to calibrate a model of an old newspaper and magazine deinking mill by applying data reconciliation. This model was built by using various sources of information which trace back to different periods in time. The second objective was to design a sampling protocol to determine the minimum additional measurements required to enable process calibration by utilizing only control room measurements.

## **5.5 Methodology**

### **5.5.1 Data Reconciliation**

In order to perform data reconciliation there must be an excess of information, beyond

what is strictly needed to solve the system of equations that are used to model a process: this is redundancy. By subtracting the number of unmeasured variables from the number of model equations a global redundancy number can be determined:

$$R_G = p - m \quad (1)$$

Thus, it is possible to know if the problem can still be solved ( $R_G \geq 0$ ) or if additional measurements are necessary ( $R_G < 0$ ). From a mathematical standpoint data reconciliation is an optimization, carried out by means of an objective function that corresponds to the minimization of the weighted errors on measurements, under constraints representing the behavior of the process operations (mass and energy balances, separation rules, and thermodynamic behaviors). The data reconciliation problem can be expressed as:

$$\underset{X,Y}{\text{Min}} L = (Y - y)^T P(Y - y), \quad (2a)$$

under the constraint

$$F(X, Y) = 0, \quad (2b)$$

with,

$$F = AY + BX + C, \quad (2c)$$

and,

$$A_{ij} = \frac{\delta F_i}{\delta Y_j}, \quad B_{ij} = \frac{\delta F_i}{\delta X_j} \quad (2d)$$

If the assumption of statistically independent and normally distributed random errors on measurements (Madron, 1985) is made, P is the diagonal matrix of the inverses of the variances of the measured values. Therefore the objective function can also be expressed as:

$$\sum_{i=1}^n \frac{(Y_i - y_i)^2}{\sigma_i^2} \quad (3)$$

The constrained data reconciliation problem can be transformed into an unconstrained one by using the Lagrange formulation:

$$\underset{X,Y,\lambda}{\text{Min}} L = (Y - y)^T P(Y - y) + 2\lambda F \quad (4)$$

Then, the following Euler equations are solved,

$$\frac{\delta L}{\delta Y_i} = 0 \quad i = 1, n, \quad (5a)$$

$$\frac{\delta L}{\delta X_i} = 0 \quad i = 1, m, \quad (5b)$$

$$\frac{\delta L}{\delta \lambda_i} = 0 \quad i = 1, p, \quad (5c)$$

to yield the following system of equations:

$$PY + A^T \lambda = Py \quad (6a)$$

$$B^T \lambda = 0 \quad (6b)$$

$$AY + BX = -C \quad (6c)$$

The square matrix M and vectors V and D can then be defined such that:

$$M = \begin{bmatrix} P & 0 & A^T \\ 0 & 0 & B^T \\ A & B & 0 \end{bmatrix} \quad V = \begin{bmatrix} Y \\ X \\ \lambda \end{bmatrix} \quad D = \begin{bmatrix} Py \\ 0 \\ -C \end{bmatrix} \quad (7)$$

In this way, the solution of the validation problem can simply be expressed as:

$$V = M^{-1}D \quad (8)$$

Vectors X and Y are linear combinations of measured values y. The matrix  $M^{-1}$  can be used to perform a sensitivity analysis i.e to evaluate to what extent the validated value of a variable is affected by other measured variables and their standard deviations (Heyen *et al.*, 1996):

$$Y_i = \sum_{j=1}^{m+n+p} (M^{-1})_{ij} D_j \quad (9a)$$

$$Y_i = \sum_{j=1}^n (M^{-1})_{ij} P_{jj} y_j - \sum_{k=1}^p (M^{-1})_{i, n+m+k} C_k \quad (9b)$$

The variance of a linear combination  $Q_e$  of several variables  $Z_e$  is calculated in the following way:

$$Q_e = \sum_{e=1}^q a_e Z_{ej} \quad (10)$$

$$\text{var}(Q_e) = \sum_{e=1}^q a_e^2 \text{var}(Z_e) \quad (11)$$

Thus the reconciled standard deviation of the reconciled measured variable  $Y_i$  is given by:

$$\text{var}(Y_i) = \sum_{j=1}^n \frac{(M_{i,j}^{-1})^2}{\sigma_j^2} \quad \forall i = 1, n \quad (12)$$

In practice, data reconciliation of a large scale process is an iterative procedure because a preliminary observation of available process data generally indicates that the problem of local redundancy is insufficient. Local redundancy i.e., the redundancy of the subsystems of streams in the vicinity of a process unit has been discussed by Jacob *et al.* (2003). The redundancy of the system can also be determined by the form of the incidence matrices A and B defined in equation 2d.

### 5.5.2 Analysis of Redundancy

The data reconciliation problem has an infinite number of solutions if the number of unmeasured variables is superior to the number of constraint equations. In this particular case,  $R_G$  is negative and matrix B is rectangular and horizontal, and the sensitivity matrix is singular. If the number of unmeasured variables is just equal to the number of constraint equations,  $R_G$  is equal to zero and B is a square matrix, and the solution of the problem can be obtained by considering all measured variables as constants; however, there can be no validation of process measurements. This is typical in process simulation. If the number of unmeasured variables is inferior to the number of constraint equations,  $R_G$  is positive and B is rectangular and vertical, and measurements can be reconciled. For a solution to exist, matrix B cannot be horizontal. Furthermore, the sensitivity matrix cannot be singular. This happens for instance when the constraint

equations are linearly dependant, when the measurements are not well distributed and certain parts of the process remain undetermined (i.e., when local redundancy is insufficient) or, when the constant variables are not well chosen and create an over specified problem. Structural analysis of the global incidence matrix  $[A \ B]$  (the matrix of measured and non-measured variables) can be applied to identify missing measurements, and measurements that cannot be validated, as well as the ones that can be corrected with redundant measurements (Kalitventzeff and Joris, 1987). It consists in outlining by line column permutation, two sub-matrices within both the measured and the unmeasured variables incidence matrices:

- For matrix A: a horizontal matrix of measurements that cannot be validated, and a vertical matrix of variables that can be recalculated and corrected by using the values of other measurements.
- For matrix B: a horizontal matrix of incalculable variables, and a vertical matrix of variables that can be calculated or validated.

If a set of incalculable variables exists, additional measurements are required. The question to be resolved then is where to locate the most favorable sampling points.

### 5.5.3 Sampling Protocol Design

The identification of additional sampling points can be done by using a method involving genetic algorithm programming (Heyen *et al*, 2002), that selects optimal sampling points for missing measurements. In this phase, a simplified formulation of the sensitivity matrix has been defined: the actual measurements have their own accuracy, while the unmeasured variables are considered as measured variables with a very high standard deviation ( $10^{15}$ ):

$$\begin{bmatrix} Y \\ \lambda \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} P & A^T \\ A & 0 \end{bmatrix}^{-1} \begin{bmatrix} Py \\ -C \end{bmatrix} = M^{-1} \begin{bmatrix} Py \\ -C \end{bmatrix} \quad (13)$$

The different types of feasible measurements are defined in a database (e.g. flow rate, consistency, pressure, temperature, etc...). The measurement precision has to be specified, (fixed and/or variable errors). Other pertinent (but optional) information can be the cost and range of measuring devices. Heyen *et al.* (2002) have emphasized the incentive of designing an online data reconciliation sensor system, in which cost weighting factors are used to minimize the investment required for such a system. Nonetheless, the optimization's objective function may also simply consist in the number of sampling points for a measurement campaign. Prior to optimization, the program verifies that reconcilable configuration can be found, assuming that all possible measurements are done. This provides an upper limit for the objective function. The use of a new measurement at a potential sampling point is obtained by assigning a 0-1 value to an integer variable.

$$\varepsilon_i^2 = \left[ \left( \sum_{g=1}^{s_g} \frac{\gamma_{i,g}}{\varepsilon_{meas\_type\,g}^2} \right) + \frac{1}{\sigma_i^2} \right]^{-1} \quad \forall i=1,n \quad (14)$$

The reconciled standard deviations are recalculated from the modified sensitivity matrix redefined by the sets of measurements selected by the algorithm. Then the objective function is computed by summing up the number of measurements (or sensors costs) and a penalty function constituted by the sum of the projected standard deviation of key performance indicators (or by default any process variable) resulting from the analysis of the sensitivity matrix.

$$\min_{\gamma_{f,g}} \left( \sum_{f=1}^{s_f} \sum_{g=1}^{s_g} Cost_g \cdot \gamma_{f,g} + \sum_{h=1}^{nKPI} Pen_h \right) \quad (15a)$$

with

$$\begin{cases} Pen_i = \frac{\text{var}(Y_i)}{\text{var}(Y_i)_{desired}} \text{ if } \text{var}(Y_i) \leq \text{var}(Y_i)_{desired} \\ Pen_i = 0.01 \min \left( 10, \frac{\text{var}(Y_i)}{\text{var}(Y_i)_{desired}} \right)^2 \text{ if } \text{var}(Y_i) > \text{var}(Y_i)_{desired} \end{cases} \quad (15b)$$

Data reconciliation, measurement redundancy analysis and optimal sampling point location have been applied to an old newspaper and magazine deinking process. This will now be discussed.

## 5.6 Case Study

The methodology was applied to a deinking mill located in Quebec. It uses 80% old newsprint (ONP) and 20% old magazines (OM) furnish to produce deinked pulp. The mill is located next to an integrated thermo-mechanical pulp and newsprint mill to which part of the deinked pulp is sent to produce 30% recycled content paper. The recycling facility was built in the early nineties, and was subsequently modernized at the end of the decade in order to increase its production capacity. During the upgrade, several modifications were made to the pulp treatment sequences and the process water circulation layout. It is estimated that the fresh water intake has been reduced from approximately 21 to 15 tons per odt of pulp produced. Figure V.1 shows a simplified layout of the present day mill.

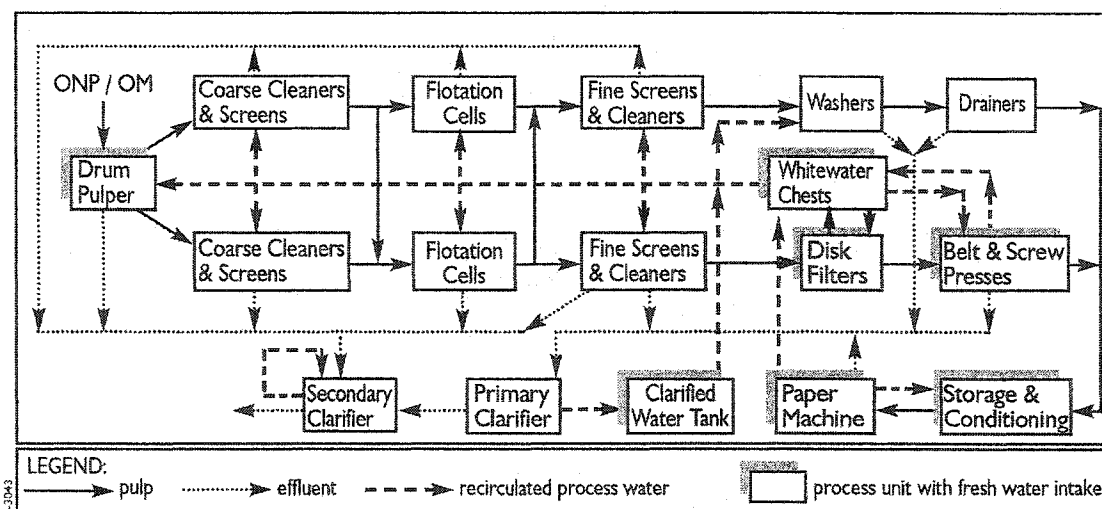


Figure V.1 Process layout and water circulation

### 5.6.1 Modelling Assumptions for Data Reconciliation

The model of the mill has been developed by using the equation solver data reconciliation software VALI III (Belsim s.a, 2001). This software can perform data reconciliation and plant simulation and automatically transfers data between the two operations. The calibrated model has been built by using data from previous studies of the original mill (Walosik, 1999; Bonhiver *et al.*, 1998; Savu *et al.*, 2003), updated with specifications from control diagrams, and laboratory test benchmarks of the present day mill. Furthermore, several assumptions were made to reduce the number of required specifications. The density of cellulose was added to the component data base of VALI III and other physical properties of cellulose ignored since temperature variations are small in a deinking process. It was also assumed that waste paper enters the pulper at 15° C, that the temperature of fresh water and whitewater entering the system is constant at 50° C, that there is no heat loss from the process piping and equipment, and that output streams from units with multiple outlets are at equal temperature. Pressure variations in the piping network were included when they were indicated by measurements from controller room printouts. Pressure drops were otherwise neglected.

In a preliminary step to data reconciliation, the VALI III solver determines the degree of global and local redundancy of the system. Five different types of specifications related to mass balances were used to compensate for the missing control room measurements:

- Two types of measured variables: consistency and flow rate. Generally, consistency and pressure variations are monitored using smaller time constants in control loops. Hence, consistency was preferred over flow rate when specifying dilution stream requirements from design specifications, the exception being when units such as pressure screens must operate at steady discharge.
- Three types of constant ratio specifications defined by link equations for separation units and stream splitters:



- rejects or accepts mass ratios (expressed as the ratio between inlet and outlet mass flows on an oven dried basis),
- separation units' thickening ratios (expressed as the ratio of the outlet consistency to the inlet consistency),
- flow rate ratios for split streams.

In practice, only volumetric flow and consistency can be determined from the mill's control system, whereas specifications expressed as ratios are related to equipment performance parameters indicated on process diagrams, and cannot be directly measured during mill operation. These types of specifications are useful because they model process units, and thus confer the flexibility required to take flow or consistency variations into account.

### **5.6.2 Outline of Sampling Protocol Design**

After the initial data reconciliation step, the values of the precision of the measurements that were not obtained from the mill's control system were changed so as to redefine them as unmeasured variables. Process variables can be alternately defined by the VALI III software either as measured variables, unmeasured variables or constants simply by modifying the values of their precision.

The sampling protocol design was done for sections of the mill for which controller room printouts were available: the pulper and the second pulp treatment line. Cost weighting factors have been included to allow for the possibility of designing an online sensor system; however this does not exclude using results for a measurement campaign. Annualized costs and sensors' precision are taken from the database of Gerkens (2002). These include pressure, temperature, flow, and consistency measuring devices. Two different cases have been considered:

- In the first case, ratio specifications are considered as constants; this implies that there is no variability in the separation ratios of the units or splitters of the process. The resulting measurement configuration would be capable of accounting for the overall process variability (e.g. the generally non-steady state behavior of the process due to sheet breaks, start-ups, slow downs, etc.).

In the second case, ratio specifications are considered as variables, so that the performance of each individual separation unit may also be accounted for.

## 5.7 Results and Discussion

### 5.7.1 Data Reconciliation

Table V.1 compares global mass balances for the entire process computed with raw data, to the same balances obtained by data reconciliation. Differences can be noted for the unmeasured flow variables (only the ONP and OM feed was specified as a measurement).

**Table V.1** Process overall mass balances

Stream Description		Raw data Flow (kg/s)	Corrected by data reconciliation Flow (kg/s)
<b>Inlets</b>	Water	77.20	78.14
	Paper (ONP / OM)	6.74	6.74
	Whitewater	63.45	63.57
<b>Total In</b>		<b>147.39</b>	<b>148.45</b>
<b>Outlets</b>	Sludge	2.20	2.28
	Other solid waste	0.47	0.45
	Effluent Water	55.86	56.90
	Pulp (10% Cs)	18.88	18.42
	Pulp (4.4% Cs)	70.18	70.40
<b>Total Out</b>		<b>147.59</b>	<b>148.45</b>

It was deemed preferable to consider the process diagram specifications as indicative values, because when compared to design specifications, control room printouts

indicated significant variability. Also, production reports from the mill show that the total pulp output may vary considerably from day to day.

Table V.2 Measurements and reconciled measurements for selected streams

Stream Description	Flow Rate (kg/s)			Consistency (%)		
	Meas.	Rec.	D. (%)	Meas.	Rec.	D. (%)
Fresh water to whitewater tanks	74.28	74.94	0.9	0	0	0
Cloudy whitewater to pulper	153.30	153.30	0.0	0.033	0.035	6.2
<b>Upper Cleaning Line (L1)</b>						
Cloudy whitewater to coarse cleaners	50.16	53.92	7.5	0.033	0.035	6.2
Whitewater to flotation cells	83.97	78.25	6.8	0.095	0.096	1.7
Clarified water to fine cleaners	98.15	99.76	1.6	0.034	0.036	7.0
Clarified water to washers	73.86	73.94	0.1	"	"	"
<b>Lower Cleaning Line (L2)</b>						
Acid whitewater to primary coarse screen	8.27	8.25	0.3	0.035	0.036	2.1
A. whitewater to secondary coarse screen	2.35	0.22	90.6	"	"	"
Acid whitewater to secondary fine screen	53.35	53.65	0.6	"	"	"
Acid whitewater to tertiary fine screen	31.57	31.95	1.2	"	"	"
A. whitewater to secondary fine cleaners	70.07	72.93	4.1	"	"	"
Acid whitewater to tertiary fine cleaners	26.37	27.29	3.5	"	"	"
A. whitewater to quaternary fine cleaners	6.01	5.75	4.2	"	"	"
Acid whitewater to reverse fine cleaners	14.03	14.01	0.2	"	"	"
# 1 disk filter cloudy water	113.30	113.24	0.1	0.04	0.04	0.0
# 2 disk filter cloudy water	159.14	159.59	0.3	0.025	0.025	0.0
# 1 disk filter clear water	113.30	113.22	0.1	0.03	0.03	0.0
# 2 disk filter clear water	159.14	159.57	0.3	0.025	0.025	0.0
Filtered whitewater to belt press	9.93	9.93	0.0	0.005	0.005	0.0
Filtered whitewater to disk filter # 1	39.71	39.71	0.0	"	"	"
Filtered whitewater to disk filter # 2	38.06	38.02	0.1	"	"	"

Notes. Meas: measured value. Rec: reconciled value. A.: Acid; D. Difference between reconciled and measured value

In this respect, a real time simulation model would have to be flexible enough to account for process operation variability. Table V.2 shows selected measured and reconciled values of flow rates and consistency for some major process water streams. Some variables are significantly corrected while in other cases there is no correction at all. A gross error (90 % difference) has been detected for the flow of whitewater to the secondary coarse cleaners of the lower pulp treatment line; the reconciled data is otherwise within close range of the measured values (the second largest difference is 7.5 %). It should be stressed though, that data is not necessarily accurate because it is not corrected. Lack of local redundancy (Jacob *et al.*, 2003), causes certain measurements to be corrected only by their own value, which means that they are not reconciled. The currently calibrated model was built with data from various sources and periods in time, but for the oldest parts of the mill, the operating conditions are the same as before. It can be argued the reconciled model is still a valid representation of the process. However, the design of a new sampling protocol was of interest, to validate it with additional actual data.

### 5.7.2 Sampling Protocol Design

Table V.3 presents an overview of the analysis of the incidence matrix of the system, after measurements not provided by the control system have been removed from the reconciled model, and for both modeling assumptions previously stated in the outline of the sampling protocol design.

The summary of the sampling protocol design is presented in Table 4. In the actual configuration, 43 control room measurements are available, but from Table 3 it has been shown that they do not suffice to allow for the recalculation and validation of all other process variables. The results show that:

- the constant ratio specification configuration would require doubling the number of measurements, which is close to four times less than the maximum number.

- the variable ratio specification configuration would require tripling the number of measurements, which is close to three times less than the maximum number.

Table V.3 Summary of the analysis of the incidence matrix

Total number of...	Constant ratio specifications	Variable ratio specifications
Equations	405	405
Measured variables	43	43
Unmeasured variables	448	486
Constants	130	92
Equations with no influence on the validation problem	40	20
Measurements that cannot be validated	21	21
Unmeasured variables that cannot be validated nor calculated	408	466
Additional measurements required (minimum)	45	90
Global redundancy number ( $R_G = p - m$ )	-43	-81

Table V.4 Summary of the sampling protocol optimization (with weighting factors for a sensor system design)

Maximum number of possible measurements	Upper limit of objective function (CAN \$)				
385	354,482				
Best solution after 24 020 evaluations	Constant RS <sup>a</sup>	Variable RS <sup>a</sup>			
Additional sensors required	47	97			
Objective function (CAN \$)	35,511	84,340			
Measurement () <sup>b</sup>	Weighting <sup>c</sup> (CAN \$)	Precision <sup>d</sup>	Number of Measurements		
			Present	Constant RS <sup>a</sup>	Variable RS <sup>a</sup>
Temperature (1)	824	1.5°C	0	11	19
Pressure (1)	808	1.5 %	30	50	56
Volumetric flow (2)	904 & 1, 585	1.5 %	8	16	30
Consistency (6)	793 to 1, 585	1 %	5	13	36
Total	-	-	43	90	141

Notes. a: RS = Ratio specifications. b: number of sensor types per type of measurement; c: weighting factors : annualized costs; d: the error is absolute for temperature measurements, and relative for other measurements

Although it is never certain that global optimality is reached when genetic algorithm programming is used and although the total number of required measurements might

still have been reduced by weighting all measurements equally, the results obtained would nevertheless allow effective data reconciliation. The interest of the software is in automated measurement campaign planning, reducing the amount of unnecessary measurements, and avoiding using fastidious heuristic methods. The added incentive of the design of a retrofitted sensor system would be to provide a monitoring tool to contribute to rapid detection of system defaults (decalibrated sensors, process unit breakdowns or leaks), hence to minimising losses and obtaining actualized mill balances for accounting and process follow-up (Heyen, 2000). This is the only way to ensure that the results of a simulation model rigorously correspond to the output of a process in operation.

## **5.8 Conclusions**

Data reconciliation has been applied to build a validated model of a recycled paper deinking plant. Controller measurements were combined with equipment and process design specifications, to compensate for missing data. Five different types of specifications related to mass balances were added to the model consistency, flow rate, and three types of ratio specifications for rejects or accepts rates, thickening ratio and stream splitters. Despite the fact that the inputs to the process may vary greatly, the model is still generally consistent because ratio design specifications allow for measurement variability.

The key to effective reconciliation is measurement redundancy. If there is not sufficient information, data cannot be reconciled. In the currently calibrated model, a satisfactory level of redundancy has been attained with the use of data from various sources. In the perspective of eventually updating the data from the simulation, measurement specifications from sources other than the control system were eliminated and a method based on genetic algorithm programming was applied to optimize a sampling protocol.

This optimization program could also be used to design a sensor system in order to conduct online data reconciliation by using control room measurements only. Depending on whether or not the variability of separation units and stream splitters is taken into account, the sampling campaign would require doubling or tripling the number of measurements. The computer generated solution has the advantage of avoiding fastidious planning by local redundancy observation.

## 5.9 Notation

### *Roman characters*

A:	Jacobian matrix (incidence matrix) for measured variables (dimension $n$ , $p$ )
B:	Jacobian matrix (incidence matrix) for unmeasured variables (dimension $m$ , $p$ )
C:	matrix of constants
$\text{cost}_g$ :	cost of measurement type $g$
$F(X, Y)$ :	vector of process equations
$n$ :	number of measured variables
$n\text{KPI}$ :	number of key performance indicators
$m$ :	number of unmeasured variables
M:	Jacobian matrix of the system
$p$ :	number of equations
P:	inverse variance-covariance matrix of measured variables (dimension $n$ , $n$ )
$\text{Pen}_h$ :	penalty function of KPI $h$
$q$ :	number of elements in linear combination $Q$
$Q_e$ :	linear combination of variables $Z$
$R_G$ :	global redundancy number
$s_f$ :	number of possible additional measurements

- $s_g$ : the number of measurement types  
 $\text{var}(Y_i)$ : reconciled variance of reconciled measured variable  $i$   
 $X$ : vector of unmeasured variables  
 $y$ : vector of measured variables  
 $Y$ : vector of reconciled measured variables

### ***Greek characters***

- $\gamma_{f,g}$ : binary integer variable  $\in \{0,1\}$   
 $\varepsilon_i$ : reconciled standard deviation of reconciled measured variable  $i$   
 $\varepsilon_{\text{meas\_type } g}$ : precision of sampling measurement type  $g$   
 $\lambda$ : Lagrange multipliers  
 $\sigma_i$ : standard deviation of measured variable  $i$

### ***Indices***

- $e$ : linear combination example  
 $f$ : possible additional measurements  
 $g$ : measurement types  
 $h$ : key performance indicators.  
 $i$ : measured values  
 $j$ : unmeasured values  
 $k$ : constants

### ***Exponents***

- $T$ : transposed matrices



## 5.10 Acknowledgements

The authors would like to thank MRN Québec and the EU-Canada Cooperation Agreement on Higher Education and Training Academic Mobility Program from HRD Canada that have contributed to funding this project, as well as the mill's staff for providing time and information towards the realization of the study. This work was done on the behalf of the Chair in Process Integration in the Pulp and Paper Industry at École Polytechnique in collaboration with Laboratory for Analysis and Synthesis of Chemical Systems in Liège and the Laboratory of Energy Systems at the Swiss Federal Institute of Technology in Lausanne. The support of these research groups is gratefully acknowledged.

## 5.11 References

- Belsim, *VALI 3 User's Guide*, Belsim s.a, St-Georges-sur-Meuse, Belgium, 1, 8 (2001).
- Bonhivers, J.-C., S. Belon-Gagnon and J. Paris, "*Simulation dynamique de l'atelier de désencrage de l'usine de Kruger à Bromptonville, Québec*", Reference manual, École Polytechnique, Montréal, Canada (1998).
- Gerkens, C., "*Conception Rationnelle de systèmes de mesure dans les procédés chimiques*", Rapport de projet, Université de Liège, Liège, Belgium (2002).
- Heyen G., E. Maréchal and B. Kalitventzeff, "*Sensitivity Calculations and Variance Analysis in Plant Measurement Reconciliation*", Computers and Chemical Engineering, 20S, 539-44 (1996).
- Heyen, G., "*Application of Data Reconciliation to Process Monitoring*", Symposium ISCAPE 2000, Carthagena de Indias, Colombia (2000).
- Heyen, G., M.N. Dumont and B. Kalitventzeff, "*Computer-Aided Design of Redundant Sensor Networks*", ESCAPE 12, The Hague, Netherlands, J. Grievink

and J. van Schyndel, Elsevier, 691-5 (2002).

- Jacob, J. and J. Paris, "*Data Sampling and Reconciliation, Application to Pulp and Paper Mills*", Appita Journal, "*Part I: Methodology and Implementation*", 56 (1), 25-9&52, (2003). "*Part II: Case Studies*", 56 (2), 116-21 (2003).
- Kalitventzeff, B. and P. Jori., "*Process Measurements Analysis and Validation*", Proceed. CEF87, The Use of Computers in Chemical Engineering, Taormina, Italy, 41-6 (1987).
- Madron, F., "A New Approach to the Identification of Gross Errors in Chemical Engineering Measurements", Chem. Eng. Sci., 40 (10), 1855-1860, 1985.
- Savu, E., S. Sarailh, F. Maréchal and J. Paris, "*Impact de la fermeture des circuits dans un procédé de désencrage*", P&P Can., 104 (12), (in print) (2003).
- Walosik, S., "*Gestion de l'eau dans le procédé de désencrage : problématique et étude de cas*", Mémoire de maîtrise es science, École Polytechnique, Montréal, Canada (1999).

**CHAPITRE VI**  
**MASS INTEGRATION OF A DEINKING MILL**

**D.Brown<sup>1,2</sup>, F.Maréchal<sup>2</sup>, and J.Paris<sup>1</sup>**

- 1. Département de génie chimique, École Polytechnique, Montréal, Canada**
- 2. LENI, Swiss Federal Institute of Technology, Lausanne, Switzerland**

**(Submitted to the 90<sup>th</sup> Annual Congress of the Pulp and Paper Technical  
Association of Canada November 14<sup>th</sup> 2003)**

## 6.1 Présentation\*

Le chapitre précédent a traité de la réconciliation de données du procédé de désencrage étudié. Les résultats obtenus ont servi à mettre au point un modèle de référence de l'atelier en régime permanent pour évaluer les besoins en eau du procédé. Dans le chapitre qui suit les résultats de la simulation ont été utilisés pour formuler le problème de la distribution d'eau dans le procédé. Ce problème a été ensuite résolu par programmation non linéaire mixte en variables entières à l'aide d'un programme de résolution de séparation et d'évaluation, pour élaborer des stratégies permettant d'optimiser la distribution d'eau blanche. Les spécificités du procédé ont été prises en compte par la formulation de contraintes de pureté des courants à recycler, des connections interdites entre certaines unités, et des capacités maximales des unités de purification. Une fonction objectif des coûts a été formulée pour tenir compte des coûts des produits chimiques et de l'eau, ainsi que des coûts de rénovations liées à la création de nouvelles connections entre les sources et les demandes du procédé. Comme le corps de l'article original a été abrégé pour la soumission de la publication, ce chapitre se divise en plusieurs sous parties, dont celles qui n'ont pas été soumises sont préservées et traduites en français. Premièrement une revue de la littérature portant sur les méthodes d'intégrations massiques et les méthodes de programmation numériques, est présentée. Vient ensuite la communication portant sur la fermeture des circuits d'eau de l'usine de désencrage. Enfin, certaines informations complémentaires au cas d'étude sont présentées.

---

\* Cette section a pour but de faire le lien entre les articles du mémoire

## **6.2 Revue de la littérature**

### **6.2.1 Méthodes d'intégration massique**

Le problème de l'optimisation de la distribution d'eau dans une raffinerie de pétrole a d'abord été abordé en 1980 par Takama et al. Leur approche était de répertorier toutes les possibilités de réutilisation et de régénération et d'éliminer ensuite les scénarios qui n'étaient pas économiquement viables. El-Halwagi et Manousiouthakis (1989, 1990) ont adapté à l'intégration massique la méthode d'analyse de pincement qui avait été d'abord développée pour la conception des réseaux d'échangeur de chaleur par Linnhoff et al (1979, 1983). Ceci a été fait en introduisant une analogie entre la composition des courants et la température ainsi que le changement d'enthalpie et le débit massique. Depuis, plusieurs méthodes d'intégration massique graphiques, heuristiques ou faisant usage de la programmation numérique ont été développées.

#### **6.2.1.1 Méthodes graphiques et heuristiques**

La méthode de El-Halwagi et Manousiouthakis (1989, 1990) permet d'optimiser les échanges de matière entre les flux principaux et les flux servant à l'extraction de contaminants par la minimisation des coûts et du nombre d'unités d'extraction d'un procédé. Une des hypothèses formulées est que le débit massique de chaque type de flux n'est essentiellement pas modifié par l'échange de matière. Dans le cas où les variations de débit massique seraient trop significatives, pour peu qu'une substance non transférable soit identifiable, le problème peut se poser en terme du rapport massique des composés transférables sur les composés inertes. Cette approche comprend une méthode graphique qui permet de déterminer un point de pincement pour un système comportant un seul contaminant. Le pincement est défini comme étant le goulot thermodynamique qui empêche de poursuivre l'échange de matière entre les flux riches et les flux d'extraction. Cependant la méthode de conception du réseau d'échange de matière est basée sur la programmation linéaire en variable entière.

Wang et Smith (1994) ont développé une approche graphique pour la minimisation d'eau usée dans un réseau de lavage. En spécifiant les limites de contamination à ne pas excéder aux entrées et aux sorties de chaque unité d'échange de matière, les besoins minimaux de régénération d'eau usée peuvent être déterminés en traçant la courbe d'approvisionnement du procédé. Il s'agit d'une droite qui passe par l'origine des axes (y- concentration ; x- débit) et touche la courbe composée des demandes au point de pincement.

Enfin Dhole et al (1996), ont proposé une méthode pour distinguer les demandes en eau (ou en solvant) de chaque unité de procédé, des sources produites par celles-ci. Des trois méthodes graphiques citées, il s'agit de la seule qui soit adaptable pour représenter l'extraction de contaminants en phase miscible dans laquelle les débits des flux d'extractions ne sont pas préservés lorsque mélangés aux courants principaux du procédé (Jacob et al, 2002 ; Shafiei et al, 2003 a). C'est le cas du désencrage et des procédés papetiers en général, puisque la pâte aussi bien que les eaux blanches servants à (ou résultants de) l'extraction des contaminants de la pâte, sont en phase aqueuse.

Feng et Seider, (2001) ont adapté le concept de réservoirs d'eau internes de Kuo et de Smith (1998), pour développer une méthode heuristique principalement dans le but de simplifier la conception des réseaux d'échange de matière. Le but de la démarche est d'éviter les complications que la tuyauterie d'un réseau peut induire sur l'opération et le contrôle d'un procédé. Dans les exemples développés, les courants de procédé et d'extraction sont immiscibles. Leur démarche fait d'abord usage de la méthode de Wang et Smith (1994) pour cibler un minimum de consommation d'eau fraîche. Puis, le positionnement d'un nombre restreint de réservoirs internes est déterminé de manière itérative. Chaque réservoir ne peut être alimenté que par des courants dont les concentrations en contaminant sont égales ou inférieure à la concentration limite en contaminant préalablement fixée. Ces réservoirs servent à alimenter les unités

d'extraction. Les résultats obtenus sont comparés avec ceux du ciblage pour déterminer si le niveau de fermeture atteint est satisfaisant avec le nombre de réservoirs internes spécifiés.

En conclusion, aucune des méthodes de conception de réseaux d'échange de matière présentées n'est réellement ni aussi simple, ni aussi générale que la méthode d'analyse de pincement développée pour les applications portant sur l'intégration de réseaux d'échangeur de chaleur. Outre la distinction entre l'extraction en phase miscible ou immiscible, il a aussi été relevé qu'il est difficile d'appliquer ces méthodes lorsque les contraintes de concentration portent sur plusieurs types de contaminants (Shafiei et al, 2003 a).

#### **6.2.1.2 Méthodes de programmation numérique**

Il est donc préférable de résoudre par des méthodes de programmation les problèmes d'intégration massique impliquant des courants dont les concentrations de multiples composants doivent être limitées, en utilisant les représentations graphiques pour illustrer de manière simple les demandes du procédé et les solutions optimales (Shafiei et al, 2003 a). Qui plus est, les méthodes de programmation constituent un meilleur outil décisionnel du fait de la possibilité de tenir compte d'autres types de contraintes technico-économiques qui s'ajoutent aux contraintes de compositions des courants.

Bahy Noureldin et El-Halwagi (1999) ont développé une approche d'optimisation pour identifier des limites raisonnables d'émission avant d'entreprendre la conception de réseaux d'échange de matière. Ils y introduisent le concept de recyclages interdits de courants d'extraction (pour se conformer à des critères de sécurité, de santé, ou encore économiques ou environnementaux).

Bagajewicz et al, (2000) ont élaboré un algorithme qui permet d'optimiser le coût de l'utilisation d'eau fraîche en tenant compte de l'arborescence des possibilités de circulation d'eau usée depuis des unités en amont vers d'autre unité en aval d'un procédé. Cet algorithme exige aussi que, pour qu'une configuration soit optimale, la concentration maximale tolérée pour au moins un type de contaminant soit atteinte à la sortie de toute unité faisant usage d'eau fraîche.

Durant la dernière décennie, diverses méthodes de programmation numériques ont été développées et appliquées aux problèmes de conception de procédé de génie chimique. L'intégration massique est citée comme étant un domaine d'application important (Floquet et al, 1998 ; Grossman et al, 1999). Selon leur complexité, les problèmes de conception peuvent être résolus par diverses combinaisons de méthodes de programmation numériques linéaires ou non linéaires, continues ou en variables entières. Grossman et al (1999) ont établi une classification des types de modèle de procédé employés pour des problèmes de conception ou de synthèse. Les modèles les plus simples sont dominés par un objectif principal à optimiser, tandis que les modèles les plus détaillés, impliquent l'optimisation de plusieurs paramètres souvent regroupés sous l'objectif des coûts d'investissement et d'opération. Ils notent que, la plupart les modèles simples peuvent être résolus par programmation linéaire, non linéaire, ou par programmation linéaire en variable entière, mais que les modèles plus complexes impliquent généralement la programmation non linéaire mixte en variables entières (que nous désignerons par la suite par MINLP).

### **6.2.2 Algorithmes de programmation non linéaire mixte en variables entières**

Généralement, en MINLP les variables entières sont utilisées pour faire des choix d'équipements du procédé et les variables non linéaires sont liées aux coûts d'opérations et de dimensionnement de ces unités. Les solutionneurs récemment développés pour



faire la résolution de problèmes MINLP sont pour la plupart les variantes des algorithmes suivants : l'algorithme de séparation et évaluation (Lawler et Wood, 1966 ; Beale, 1977 ; Gupta et Ravindran, 1985), la décomposition généralisée de Benders (Benders, 1962 ; Geoffrion, 1972), ou la méthode d'approximation extérieure (Duran et Grossmann, 1986).

#### 6.2.2.1 Méthode de séparation et d'évaluation

L'algorithme de séparation et d'évaluation est une méthode générale pour résoudre les problèmes en variables entières. Il comprend les étapes suivantes :

- Relaxation mathématique des variables binaires pour créer un problème continu. La solution du problème non linéaire relaxé est la borne inférieure de la valeur de la solution optimale.
- Construction d'un arbre de recherche binaire qui s'embranché au fur et à mesure que les valeurs des variables binaires sont successivement fixées. Les choix de valeurs (0 ou 1) de ces variables constituent les différents noeuds de l'arbre de recherche. La solution optimale du problème non linéaire ainsi redéfini de manière itérative correspond à la borne inférieure de l'optimum local de chaque nouvelle branche.
- Pour chaque nouvelle branche, si le problème non linéaire encore partiellement relaxé peut être résolu, et que la borne inférieure de la branche est inférieure à la valeur de la meilleure solution globale trouvée par l'algorithme, la recherche continue. Autrement l'algorithme interrompt la recherche dans la branche, ce qui réduit ainsi le temps de calcul. La recherche continue jusqu'à ce que toutes les branches de l'espace de recherche soient entièrement résolues (les valeurs de toutes les variables binaires sont fixées), ou éliminées.

L'inconvénient de la méthode est la nécessité dans certains cas de devoir entièrement résoudre un grand nombre de branches avant de commencer à réduire l'espace de recherche (Viswanathan et Grossmann, 1990). Dans des problèmes non linéaires,

l'efficacité de l'algorithme de séparation et d'évaluation dépend aussi de l'efficacité du solveur non linéaire.

#### **6.2.2.2 Décomposition généralisée de Benders et méthode d'approximation extérieure**

L'utilisation des algorithmes de décomposition généralisée de Benders ou d'approximation extérieure, plutôt que l'algorithme de séparation et d'évaluation, peut améliorer le temps de calcul. Dans ces algorithmes, le problème de MINLP est divisé en un problème principal de programmation linéaire en variable entière (MILP) et en sous problèmes non linéaires (dans lesquels les valeurs des variables entières sont fixées). Ces deux types de problèmes sont résolus de manière itérative. Les sous problèmes sont employés pour optimiser le choix des valeurs des variables continues et pour fournir les bornes supérieures à la solution, alors que le problème principal a le rôle de prédire une borne inférieure à la solution et d'optimiser l'ensemble des variables entières. La recherche prend fin quand la borne inférieure calculée est supérieure ou égale à la borne supérieure. La principale différence entre la décomposition généralisée de Benders et la méthode d'approximation extérieure est liée à la définition du problème principal. C'est une représentation duale d'un espace continu dans la décomposition généralisée de Benders (représentation paramétrique des fonctions en tant que variables binaires) tandis que dans la méthode d'approximation extérieure, c'est une approximation primale (linéarisation des fonctions convexes) (Duran et Grossmann, 1986 ; Grossmann, 1999). La décomposition généralisée de Benders nécessite plus d'itérations que la méthode d'approximation extérieure, mais le problème de MILP de la méthode d'approximation extérieure requiert plus de calculs. La méthode d'approximation extérieure converge généralement en un plus petit nombre que celle de la décomposition généralisée de Benders, mais la taille du problème principal est plus grande. Par conséquent, il n'est pas possible de conclure que l'approximation extérieure est rigoureusement plus efficace. (Duran et Grossmann, 1986). En fait, aucune des trois méthodes citées ne s'est avérée

constamment supérieure aux autres lorsque testée avec une variété d'exemples d'application (Duran et Grossmann, 1986 ; Grossmann, 1990).

Alors que pratiquement n'importe quel problème de MILP peut être résolu avec un algorithme correctement conçu, les algorithmes de MINLP ne convergent pas toujours. Afin d'atteindre la convergence, le problème non linéaire (ou une partie du problème) doit généralement être convexe. De plus, si plusieurs optimums locaux existent, rien ne garantit que l'optimum global sera trouvé ; aussi, il est important d'indiquer les bornes appropriées pour toutes les variables du problème pour éliminer certaines singularités qui peuvent empêcher l'évaluation de la fonction objectif (par exemple la division par zéro) ; enfin, certains points stationnaires sont susceptibles de bloquer l'optimisation (Fourer et al, 1993).

Les méthodologies de d'intégration massique et les techniques de programmation numérique MINLP qui ont été développées en années récentes ont été présentées. La possibilité de tenir compte de divers types de contraintes devrait faciliter l'obtention de stratégies viables pour la fermeture de l'eau de système dans des applications de pâtes et de papier. Les sections 6.3 à 6.12 qui suivent constituent la publication « *Mass Integration of a Deinking Mill* ». Il y est montré que par rapport à l'état de référence du procédé déterminé par réconciliation de donnée, par optimisation MINLP, il serait encore possible de réduire la consommation d'eau fraîche du tiers, tout en réduisant la charge des équipements de traitement d'eaux usées du procédé.

### 6.3 Abstract

The optimisation of water networks in a deinking mill has been carried out using Mixed Integer Non Linear Programming. The objective function included the costs of water and chemical usage, and of piping retrofitting. The constraints were stream composition limits, forbidden connections and whitewater treatment unit capacities. Depending on whether paper machine whitewater clarification could be envisaged or not, the fresh water intake could be diminished by 4.9 or 4.3 m<sup>3</sup>/odt of pulp respectively.

### 6.4 Sommaire

L'optimisation de réseaux d'eau dans un atelier de désencrage a été réalisée par programmation non linéaire mixte en variables entières. La fonction objectif inclue les coûts de l'utilisation de l'eau et de produits chimiques, et de la modification de tuyauteries, sous les contraintes de compositions des courants, de connections interdites, et de capacités des équipements de traitement des eaux blanches. Dépendant de si la clarification de l'eau blanche de la machine à papier peut ou non être envisagée, la consommation d'eau fraîche pourrait être réduite respectivement de 4.9 ou 4.3 m<sup>3</sup>/odt de pâte.

### 6.5 Introduction

In recent years, process simulation has been utilised to assess the impact of system closure retrofit strategies on the stream properties of a deinking mill (Savu *et al.*, 2001). Also, optimisation programs have been adapted specifically to address the issue of high system closure in newsprint mill case studies, by using linear programming (Jacob *et al.*, 2002), and by combining a genetic algorithm to linear programming (Shafiei *et al.*, 2003

b). These applications focused on the minimisation of water use or fine fibre loss in whitewater networks, under the constraints of limiting multiple contaminant concentrations. Jacob *et al.* (2002) developed a user interface in which one could choose to reopen the existing recycling streams depending on the desired level of retrofitting, and also considered the use of a weighting factor to minimize fine fibre loss and water consumption. Yet it is unclear on what basis this factor should be adjusted. Shafiei (2002) has used equipment and chemical costs as an objective function for the validation of a genetic algorithm, but only in a copper extraction example taken from the literature (Papalexandri et Pistikopoulos, 1994). This paper reports on the elaboration of system closure options of the water distribution network within a paper deinking mill. Mixed Integer Non Linear Programming (MINLP) has been used for optimization purpose. The objective function includes the costs of water and chemical usage, as well as re-piping expenditures. The minimisation was done under the constraints induced by multiple process stream contaminants and other constraints that cannot be integrated to mass pinch analysis such as prohibited recycling connections, and the limited capacities of extraction units for the removal of contaminants from whitewater streams.

## 6.6 Methodology

The optimisation of water allocation is integrated to a global analysis approach to high system closure. This approach, as well as the formulation of the optimisation problem will now be discussed.

### 6.6.1 Global Approach

A source and demand (Dhole *et al.*, 1996) representation has been used to define the problem constraints and to visualize results. The demands and sources are respectively defined as process water inlets and effluents for pulp treatment unit operations. Jacob *et*

*al.* (2002) have discussed in detail the concepts of pinch analysis of whitewater networks. Water savings can be obtained by mixing or partially regenerating streams identified as sources. Partial regeneration consists of treating a stream to produce a waste stream and a new stream of lower concentration in respect to at least one component. This can be done by installing a contaminant extraction step at a specific location in the network (Paris, 2000).

The following summarizes the methodology developed (Savu *et al.*, 2001) in order to identify process sources and demands, and optimise the water flow configuration:

1. Data collection and process observation.
2. Data reconciliation and simulation of a reference state of the process.
3. Definition of the water sources and their compositions and the water demands and their purity constraints.
4. Water allocation scheme optimisation.
5. Simulation of the new configuration to assess impacts of changes on the process (if they are not acceptable return to step 4 and add suitable constraints to the optimisation model).

Step 5 is crucial because the compositions of the sources are likely to be changed in a new process configuration produced by the water allocation optimisation. Because steps 4 and 5 can be iterative, ideally the simulation model should be included into the optimisation procedure. This feature has been partly implemented in the current approach, since variations of the properties of outlet streams from the unit operations were taken into account during the water allocation optimisation. The following section focuses on step 4, the actual water allocation optimisation scheme.

### 6.6.2 MINLP and Mass Exchange Networks

The general formulation of an MINLP problem is a minimization under constraints. In this application, the objective function is computed by summing the annual costs of the utilisation of sources and the annualized capital expenditure incurred for re-piping the water network. It is a function of the form:

$$F_{obj} = \sum_{s=1}^{Ns} \sum_{d=1}^{Nd} C_{new} \cdot l_{s,d} \cdot c_{s,d} \cdot y_{s,d} + \sum_{s=1}^{Ns} C_s \cdot \dot{Q}_s \quad (1)$$

The cost  $C_s$  of the usage of a source is generally null useless it is an external feed stream such as fresh water or a chemical solution. The binary constants  $c_{s,d}$ , indicate the existence of a connection between source and demand, and the binary variables,  $y_{s,d}$ , indicate the existence of a flow through that connection. If the connection does not already exist, an incremental cost is added to take the additional piping required into account. The connection cost is expressed as the annualized capital and installation cost of a complex piping network per distance unit (Perry *et al.*, 1997):

$$C_{new} = 13 \cdot C_{REF} \cdot \left( \frac{q}{q_{REF}} \right)^{1.33} \cdot \left( \frac{I}{I_{REF}} \right) \cdot \left( \frac{i \cdot (i+1)^n}{(i+1)^n - 1} \right) \quad (2)$$

The distances,  $l_{s,d}$ , between source (s), and demand (d) is a weighting factor which could be used to penalise connections between distant equipments. However, in the current problem formulation a constant distance was used in all connections because of a lack of appropriate data; as a consequence, piping retrofit is a constant.

Constraint equations are defined as follows:

#### Equality constraints:

- All demands must be satisfied.
- All internal sources (i.e. excluding fresh water, chemical makeup, etc) must be either treated or utilized.
- The sum of utilized sources and fresh water equals the sum of demands and waste.

- Treated sources (contaminant extraction unit accepts) must be utilised.
- If a connection is forbidden between two units, the flow between these units is null.

**Inequality constraints:**

- The availability of the sources cannot be exceeded.
- Composition limits must be respected.
- The whitewater contaminant extraction units are characterized by maximal capacities.

The non linearity of the problem arises from the variability of the quantities and compositions of the purified sources produced by whitewater contaminant extraction units.

### **6.6.3 Solver and Programming Language**

The problem is written in AMPL<sup>®</sup> language (Fourer *et al.*, 1993). It is defined by a model file of equations and a data file of specification parameters. The model file consists in a declaration of subsets, constants and variables, a set of equality and inequality constraint equations and the definition of the objective function. The data file consists of the list of sources and demands, stream properties for sources and stream requirements for demands, tables indicating existing and forbidden connections, distances between units and, a list of initial values for some of the problem variables. The problem is solved with a Branch and Bound algorithm. It integrates a successive quadratic programming solver that makes use of a filter to promote convergence for the resolution of the non linear part of the problem (Fletcher et Leyffer, 1998; Leyffer, 1998). The search algorithm requires an initially feasible solution to compute a first evaluation of the second order derivative matrix of the system. In the context of a retrofit study the base case configuration is used as initial solution.



## 6.7 Case Study

### 6.7.1 Description of the Mill

The methodology was applied to a deinking mill that produces pulp with 80% old news paper (ONP) and 20% old magazines (OM) furnish. The mill was built next to a thermo-mechanical pulp newsprint mill. The deinking facility is the most modern part of the plant and exhibits a high degree of closure. It was built in the early 1990's, and subsequently upgraded at the end of the decade in order to increase its production capacity. Data reconciliation using VALI III (Belsim, 2001) has been applied to the deinking process in order to establish a reference model for this study (Brown *et al.*, 2003). It is assumed that for each process operation, dissolved solids and the water are redistributed in same proportions. Figure VI.1 is a simplified process flow diagram. The lists of process sources and demands are detailed in Tables VI.1 and VI.2 respectively. The internal process sources consist of whitewater streams produced by pulp treatment operations. The specifications of the sources (flow rates, composition) are given by the simulation. Composition constraints of demands were generally taken from mill data representative of targeted operating conditions. Data obtained from other sources are referenced at the bottom of table VI.1. The availability of paper machine whitewater (Savu *et al.*, 2000; Walosik, 1999) was assumed to be unchanged after the deinking mill upgrade. The additional pulp produced is shipped to other mills and the capacity of the paper mill has not been increased as a result of the deinking mill upgrade. In order to minimize fibre loss, the cost per kg of the process effluent was assumed to be the same as the cost of the fresh water intake (clarifier effluent and unrecycled filter rejects). The distance parameters between sources and demands were equally weighed at an arbitrary value of 20 m. The values of the parameters used to compute the re-piping costs are indicated in Table VI.3.

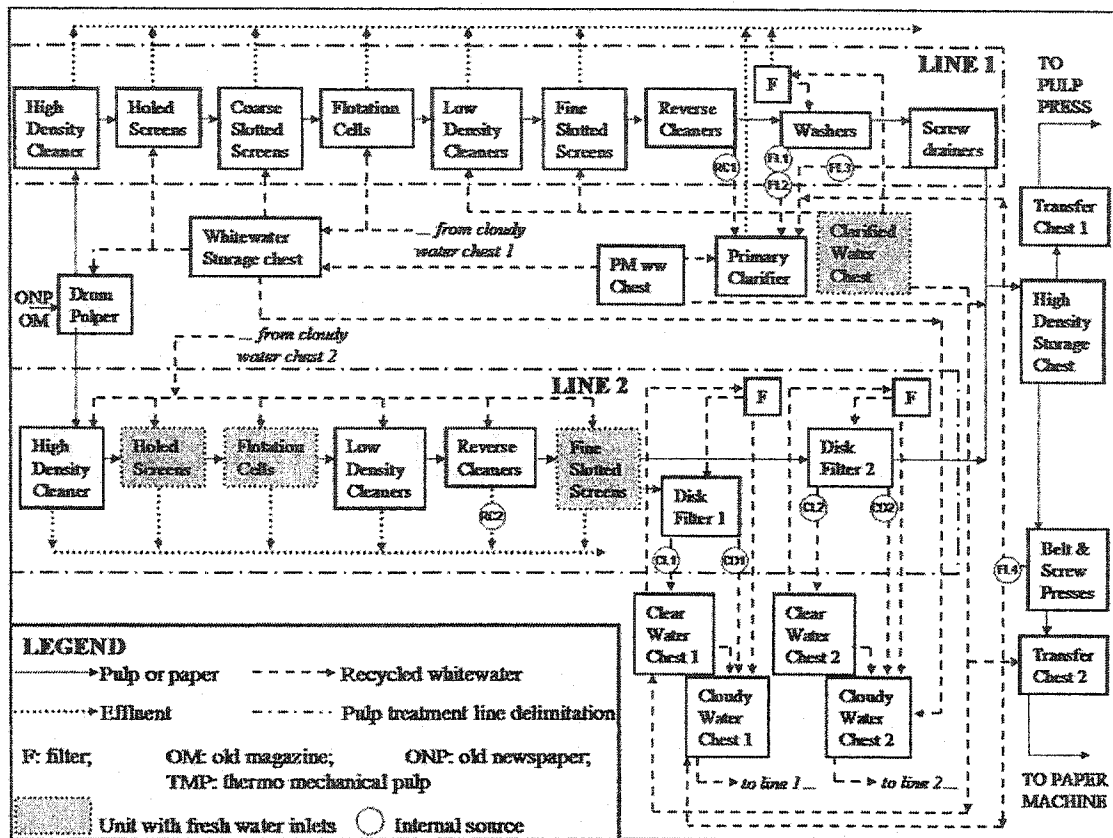


Figure VI.1. Process water flow diagram

### 6.7.2 Assumptions for Existing Connections

The existing connections have been defined as existing pipes between sources and demands. This representation is not always exact since buffer tanks (whitewater chests) are used to mix several sources and redistribute them as several identical demands (Figure VI.1). These buffer tanks have not been considered in the optimisation. Sources are considered to be directly connected to the demands they supply. However, in the case of the supply of a buffer tank to demands, only one of the mixed sources is considered to be connected to the demands that are met. Consequently, the number of existing connections is underestimated. The sources could have been defined as the outlets of buffer tanks rather than unit operations, and the solutions obtained would have implied fewer process modifications. However, this would also probably have led to

suboptimal solutions because the mixing that occurs in the whitewater chests may decrease the purity of certain streams in an undesirable way. The decision to ignore buffer tanks was also justified by the fact that a storage tank is already in place for almost each individual source identified including the screw drainer filtrate (not shown in Figure VI.1). Only splitting the belt and screw press filtrates or the filter rejects between several sources would necessitate new storage tanks. Furthermore, dilution tanks are also in place for most of the process demands.

**Table VI.1** Specifications of Water Sources

<b>Streams</b>	<b>Ab.</b>	<b>Av.</b> kg/s	<b>Cs.</b> %	<b>TDS</b> ppm	<b>Ca</b> ppm
Fresh water	FW	$\infty$	0	69	9
Paper machine whitewater	PM	83.3 (a)	0.18	2844 (b)	97
Calcium	CA	$\infty$	0	60	1,3 e5
Cloudy water	CD1	117.5	0.04	6105	365
Clear water	CL1	117.5	0.025	6106	365
Cloudy water	CD2	165.2	0.04	6303	378
Clear water	CL2	165.1	0.025	6304	378
Washer filtrate	FL1	224.7	0.09	5702	338
Washer filtrate	FL2	107.6	0.25	5693	338
Screw drainer filtrate	FL3	24.0	0.5	5678	337
Belt & screw press filtrate	FL4	29.8	0.35	5612	330
Reverse Cleaners L1	RC1	15.3	0.33	5965	356
Reverse Cleaners L2	RC2	7.8	0.12	6387	384

Sources from whitewater purification: Filtered water (FILT), Filter rejects (FILR), Clarified water (CLAR)

Cost of fresh water consumed 5.00E-05 \$ CAN/ kg (Greenbaum, 2002),

Calcium: 8.56E-02 \$ CAN/ kg (based on average cost of calcium chloride for 2002)

Ab.: Abbreviations; Av.: Availability; Cs.: Consistency; TDS: Total Dissolved Solids; Ca: Calcium ions

Notes a: (Savu *et al.*, 2001 ; Walosik, 1999), b : (Savu *et al.*, 2001).

Table VI.2 Constraints on Water Demands

Units & Abbreviations	Need kg/s	Cs. %	TDS ppm	Ca ppm
Pulper PLR	151.9	0.04	7000	500
Transfer chest no 2 TC2	54.4	0.18	2844	500
Storage chest HDSC	3.1	0.18	2844	97
<b>Line 1</b>				
Holed screens SH	6.4	0.04	7000	500
Slotted coarse screens SS	48.1	0.04	7000	500
Flotation cells FC	80.3	0.10	7000	558*
Low density cleaners LD	63.8	0.04	7000	500
Slotted fine screens FS	44.0	0.04	7000	500
Washer showers SW	75.9	0.005	4000	500
<b>Line 2</b>				
High density cleaners HD	18.7	0.04	7000	500
Primary holed screen PH	8.5	0.04	7000	500
Fresh water FW PH	0.83	0	69	9
Sec. holed screen SH	0.017	0.04	7000	500
Flotation cells FC	197.5	0.04	7000	460*
FC showers SFC	15.3	0.03	7000	500
Slotted fine screens FS	88.1	0.04	7000	500
Fresh water FW FS	0.25	0	69	9
Low density cleaners LD	136.2	0.04	7000	500
Disk filter 1 showers DF1	51.0	0.005	4000	500
Disk filter 2 showers DF2	39.2	0.005	4000	500

Note: \* Minimal concentration limit, all other limits are maximal concentration limits

### 6.7.3 Assumptions for Extraction Units

The existing contaminant extraction units for whitewater purification are the primary clarifier and the filters that supply the showers of the washers, the disk filters and the belt press. It is assumed that these units affect only the consistency of the sources that are treated. The following specifications, obtained from the simulation were used for the water distribution optimisation:

**For the clarifier:**

- The capacity target is set at 416.7 kg/s to avoid bottlenecking the effluent treatment.
- The solid reject ratio (the ratio of the dry mass of solids fed into the clarifier to the dry mass of solids rejected) is 83%, and reject consistency is 3%.
- Clarification of the washer filtrates and of the reverse cleaners rejects is mandatory because of the presence of ink and other suspended solid contaminants in these streams. Both reverse cleaner reject streams are considered to be usable sources.
- Unused sources must be clarified except for fresh water, paper machine whitewater, and chemicals supplies.
- Clarifier rejects are sent to the secondary treatment.

**For the filters:**

- The target capacity is 167.7 kg/s; this corresponds to the actual use of filtered water.
- The consistency of filtered water is 0.005%
- The mass flow rate of filter rejects is 1% of the filtered water flow rate.
- Only (clarified water or clear disk filter) low consistency whitewater may be filtered.
- Clarified and filtered water must be entirely utilized.

Demands that require 0.005% consistency water may only be supplied by filtered or fresh water. This is to avoid other sources being diluted with fresh water to meet these demands because suspended solids that may obstruct the showers have to be removed by filtration. Since the cost of filtration is not specified, filtered water may only be directed towards the equipment they were originally designed for.

**Table VI.3 Parameters of Re-Piping Costs**

<b>C<sub>REF</sub></b>	<b>I<sub>REF</sub></b>	<b>I<sub>2003</sub></b>	<b>q<sub>REF</sub></b>	<b>q</b>	<b>I</b>	<b>N</b>
CAN\$/m	(M&S)	(M&S)	mm	mm	%	Years
41.2	1000	1117	152	254	8	15

## 6.8 Problem Analysis and Discussion of Results

### 6.8.1 Base Case

Figure VI.2 presents the base case composite curves for the demands and the supply which takes into account mixing and source purification by contaminant extraction. A considerable degree of closure has already been achieved. The fresh water intake is less than 7% of the sum of demands. The available paper machine whitewater is used at 79%; 61% of it is clarified while only 18% is directly reused. The quantity of clarified water is higher than the limit specified in the optimisation phase. Furthermore, the TDS constraints of the demands for disk filter and washer showers and of the transfer chest are not met. Only few consistency constraints are actually limiting, which indicates the possibility of further reducing the processes water consumption.

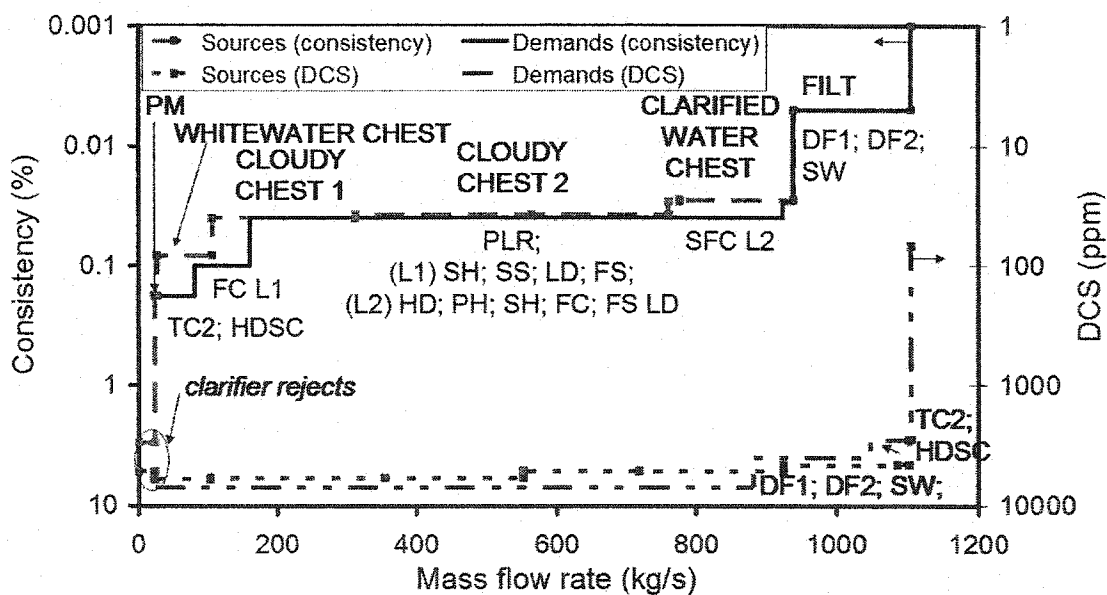


Figure VI.2 Composite curves of the base case

## **6.8.2 Optimized Solutions**

The consistency of paper machine whitewater is too high to meet the requirements of most demands, but clarification is not necessarily desirable because it implies the loss of clean fibres. For this reason, two optimisation scenarios were envisaged: the connection between the paper machine whitewater chest and the primary clarifier is either permitted or prohibited.

### **6.8.2.1 Solution 1: With Paper Machine Whitewater Clarification**

This solution consists of using only clarified water for filtration needs, and replacing part of the filtered water by fresh water. The filter rejects are entirely recycled to the flotation cell of line 1. The dilution in the transfer chest is done with paper machine whitewater instead of clarified water. The composite curves are presented in Figure VI.3. As is shown in Table VI.4, allowing whitewater clarification it is the most economical option, and also makes the most use of available paper machine whitewater (96% of what is available). Fresh water intake is reduced by 33%, and although the constraint of the maximal capacity of the clarifier is activated, the primary clarifier's discharge is reduced by 7.2%. The rejects rate is only slightly (0.2 kg/s) higher than that of solution 2, but the clarification of 22 kg/s of paper machine water would constitute a loss of 0.04 kg/s (or 3.4 otd) of clean fibres which is not taken into account in the cost function. Also, the belt and screw press filtrate, would probably require a new storage tank to segregate the distribution to processing equipments, but the reserve chest may serve for this purpose.

### **6.8.2.2 Solution 2: Without Paper Machine Whitewater Clarification**

Regarding the changes stated for solution 1, the water flow network of solution 2 is modified in a similar way. The main difference between the two solutions is related to

the use of paper machine water, which is now used to meet various process requirements of lines 1 and 2 since clarification of this source is forbidden. The composite curves are also similar and are not presented for the sake of brevity. The modification of the process water network for solution 2 is presented in Figure VI.4. It indicates that buffer tanks could be used to reduce the number of connections required for the new piping network, by combining the sources (clarified water and paper machine water, as well as clarified water and screw press filtrate) which are allocated in similar ratios to various demands. Since the reduction of clarifier effluents has the same importance as the reduction of fresh water intake, the clarifier's capacity limit has not been reached. Even though less paper machine water is recycled and fresh water requirements are higher, the flow of clarifier rejects is reduced. The use of paper machine whitewater is lower (93%) than for solution 1. The question then is whether the unused whitewater can be recycled in other parts of the production site. Fresh water intake is reduced by 29% and the primary clarifier's discharge by 8.1%. The belt and screw press filtrate are integrally clarified.

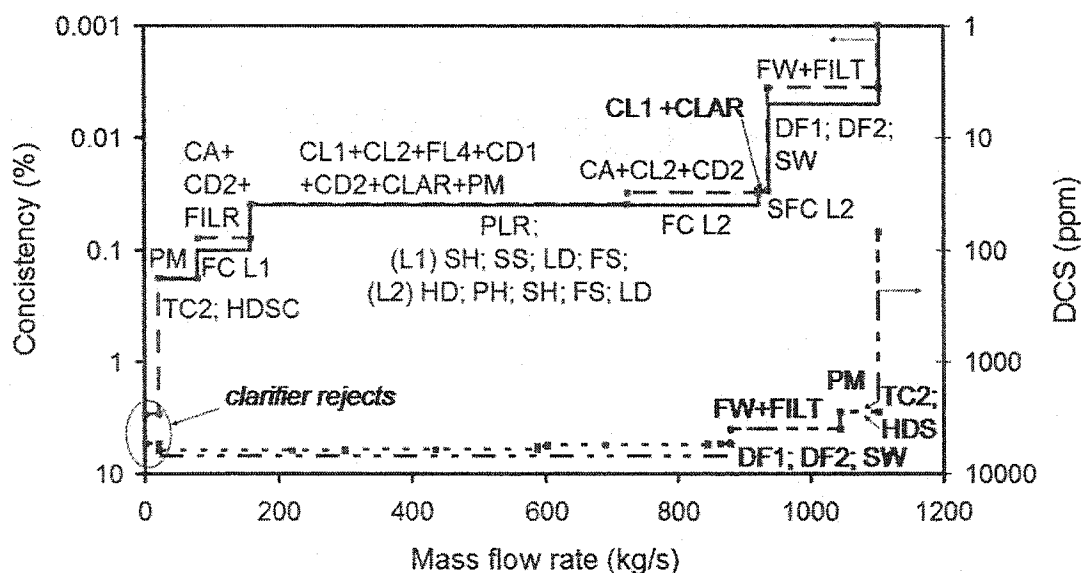


Figure VI.3 Composite curves of solution 1



### 6.8.2.3 Impact of Chemical Costs on Solutions

The calcium salt costs could be reduced by approximately 18% in both solutions 1 and 2. However these savings are overestimated because the assumption that the dissolved solids and chemical compounds follow the water in each process unit does not apply to the calcium ions which are largely evacuated in the flotation froth from the flotation cells.

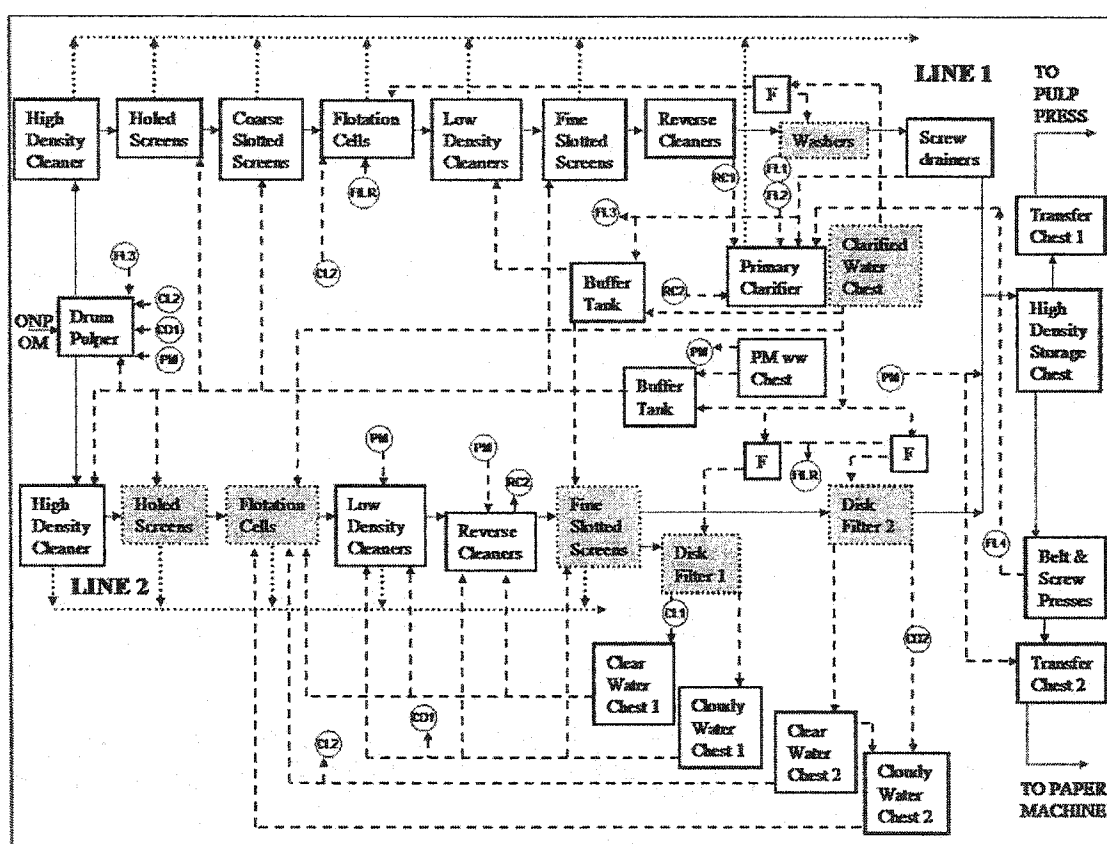


Figure VI.4 Water network of solution 2

Still as the assumption of water-like distribution holds for other process units, the classification of sources according to calcium concentration would remain unchanged. It must also be pointed out that although the fresh water makeup for chemicals addition is insignificant, the calcium salts costs have an impact on the connection choices. It

prevents additional water savings, and leads to the creation of connections which favour chemical costs savings. For instance, compared to other process demands, consistency requirements are not severe (0.1%) for the flotation cell of the process line 1 (FC L1). Clear water is the lowest consistency whitewater (0.025%) available without contaminant extraction. In spite of this, in solutions 1 and 2, the two clear and cloudy whitewater streams (CL2 and CD2) that have the highest calcium concentration supply this demand, and the consistency constraint is not activated. Similarly, the consistency constraint (0.04%) of the flotation cells of line 2 (FC L2) are not activated. However, in solution 1b, in which chemical costs are removed from the objective function, the consistency constraints are activated, enabling further water savings but at a higher chemical cost. This demonstrates the impact of the chemical costs on the optimisation.

**Table VI.4 Features of base case & solutions**

	<b>Base</b>	<b>Solution 1</b>	<b>Solution 2</b>
	<b>Annual Cost (\$ CAN)</b>		
FW	104 762	69 980	74 467
Calcium	739 930	603 135	602 827
Rejects	32 417	29 676	29 405
Piping	0	80 920	80 920
Objective function	None	783 712	787 619
<b>Total</b>	<b>877 108</b>	<b>783 712</b>	<b>787 619</b>
	<b>Water Consumption (kg/s)</b>		
FW	72.8	48.6	51.7
Effluent	22.2	20.6	20.4
Clarified	437.4	416.7	405.6
PM Clarified	50.9	22.0	0
PM Used	66.2	80.7	77.4
<b>M<sup>3</sup>/odt pulp</b>	<b>14.8</b>	<b>9.9</b>	<b>10.5</b>
	<b>Number of Connections Used</b>		
Existing	29	19	18
New	0	28	28
<b>Total</b>	<b>29</b>	<b>47</b>	<b>46</b>

#### 6.8.2.4 Impact of piping costs

Comparatively to chemical cost, the re-piping cost is relatively low over the life span of the project. In each solution, less than two thirds of the existing connections are used, and there are 1.5 times more connections than in the base case. The re-piping costs seem to be outweighed by potential fresh water, waste water and chemical savings.

#### 6.8.2.5 Comparison with previous studies

The solutions show some similar trends for the modifications of the water network as proposed by Savu *et al.* (2001) and Jacob *et al.* (2002) for the same mill before it was upgraded. Compared to the original base case of Savu *et al.*, system closure in the present mill has been improved since the consumption of fresh water has been decreased from 20.5 to 14.8 m<sup>3</sup>/odt. Several closure strategies had been proposed by Savu *et al.* (2001), following a heuristic approach based on process simulation to assess the impact of water closure on internal stream TDS. The constraint regarding the DSC was that it should not exceed 3100 ppm in the deinked pulp stream at the outlet of the transfer chest. The optimum they achieved was 10.9 m<sup>3</sup>/odt. The substitution of filtered water for fresh water had also been considered, and paper machine whitewater was used at the transfer chest. On the other hand, the solution found with the MILP procedure for multiple component pinch analysis developed by Jacob *et al.* (2002), yielded no significant fresh water savings. The interest of their configuration was of eliminating whitewater contaminant extraction by filtration by designating disk filter and screw press showers as the fresh water inlet. The solutions found improve the target achieved by Savu *et al.* (2001), but the impact of closure on the TDS content in sources and other internal pulp streams has not been assessed. The TDS content is expected to rise, but the use of paper machine whitewater for the final dilution of pulp after pressing will ensure a low TDS for the produced deinked pulp.

## 6.9 Conclusion

The optimization of water distribution within a paper deinking mill has been solved by formulating a MINLP problem, which included various critical constraints, to generate retrofitted network configurations. Compared to conventional graphical methods, such an approach incorporates the possibility of optimising the integration of water purification equipments and considering the costs of the piping connections and chemicals.

Two optimisation scenarios have been envisaged. The optimized configurations could reduce fresh water intake from 14.8 m<sup>3</sup>/odt (base case) to 9.9 m<sup>3</sup>/odt if white water clarification is permitted or to 10.5 m<sup>3</sup>/odt. if whitewater clarification is prohibited, while also reducing the primary clarifier's discharge by respectively 7 or 8%.

The configurations identified by optimisation should be further analysed by process simulation, to confirm their feasibility. It could also be desirable to enhance the objective functions to add other capital expenditure related to new equipment installation and the distances between units, and incorporate into the stream compositions additional contaminants and chemicals. The resulting configurations would be likely changed, but the principles of the optimisation model would remain valid. With a detailed level of information it constitutes an adequate tool to select economically optimal high system closure schemes.

## 6.10 Notation

$C_{\text{new}}$ : Cost of a new connection

$C_{\text{REF}}$ : Reference cost per distance unit of a new connection

$C_s$ : Cost per weight unit of usage of source  $s$

$c_{s,d}$ :	Binary parameter indicating the existence of a connection between the source $s$ and the demand $d$
$F_{obj}$ :	Objective function
$I$ :	Cost index
$I_{REF}$ :	Reference cost index
$i$ :	Interest rate
$l_{s,d}$ :	Distance between the source $s$ and the demand $d$
$n$ :	Project lifetime
$N_d$ :	Number of demands
$N_s$ :	Number of sources
$q_{REF}$ :	Reference diameter
$q$ :	New pipe diameter
$\dot{Q}_s$ :	Mass flow rate of source $s$ sent to process demands
$y_{s,d}$ :	Binary variable for the detection of a flow between the source $s$ and the demand $d$

### ***Indices***

$d$ :	Running index for demands
$s$ :	Running index for sources

## **6.11 Acknowledgements**

The authors would like to thank MRN Québec and the Canada-EU Academic Mobility Program for contributing to funding this project, and the mill's staff for providing time and information towards the realization of the study, which was done on behalf of the Chair in Process Integration in the Pulp and Paper Industry at École Polytechnique de Montréal in collaboration with the Laboratory for Industrial Energy Systems (LENI) at École Polytechnique Fédérale de Lausanne.

## 6.12 References

- BELSIM, VALI 3 User's Guide, Belsim s.a, St-Georges-sur-Meuse, Belgium, 1, 8 (2001).
- BROWN, D., F.MARÉCHAL, G.HEYEN, and J.PARIS, "Data reconciliation and sensor system design of a paper deinking process", European Symposium on Computer aided Process Engineering-13, ed. A. Kraslawski and I.Turunen, Elsevier. Vol. 14, pp. 1001-1006, (2003).
- DHOLE, V.R., N. RAMCHANDANI, R.A. TAINSH and M. WASILEWSKI, "Make Your Process Water Pay for Itself", Chemical Engineering., 103, (1), 100-3 (1996).
- FLETCHER, R. and S. LEYFFER, "User manual for filter SQP", Numerical Analysis Report NA/181, Dundee University (1998).
- FOURER, R., D.M. GAY, and B.W. KERNIGHAN, "AMPL A modelling Language for Mathematical Programming", Boyd & Fraser publishing company, Ch-13, 241-264, Danvers, United States (1993).
- GREENBAUM, P.J, "Making Progress in Water Reduction", Pulp & Paper Canada, 103, (2), (2002).
- JACOB, J., H. KAIPE, F. COUDERC, and J. PARIS, "Water Network Analysis in Pulp and Paper Processes by Pinch and Linear Programming Techniques", Chem. Eng. Comm., 189, (2), 184-206 (2002).
- LEYFFER, S. "User Manual for MINPL\_BB", Dundee University, Numerical Analysis Report NA/XXX (1998).
- PAPALEXANDRI K.P. and PISTIKOPOULOS E., "A Process Synthesis Modelling Framework Based on Mass/Heat Transfer Module Hyper Structure", Computers and Chemical Engineering, 19S, 71-6 (1994).
- PARIS, J., "A Systems Approach to System Closure in Integrated Newsprint Mills", P&P Can., 101, (5), 34-42 (2000).
- PERRY, R.H (ed.), D.W. GREEN (ed.), J.O. MALONEY (ed.), "Perry's Chemical

Engineers' Handbook", 7<sup>th</sup> ed.,: McGraw-Hill (1997).

- SAVU, E., S. SARAILH, F. MARÉCHAL and J. PARIS, "Impact de la fermeture des circuits dans un procédé de désencrage", P&P Can (to be published), and in preprints, 6th Research Forum on Recycling, 155-8, Magog, Canada (2001).
- SHAFIEI, S. "Optimisation de réseaux d'échanges de masse par algorithmes génétiques : Application aux procédés papetiers", Thèse de doctorat, Institut National Polytechnique, Toulouse, en cotutelle avec École Polytechnique, Montréal, Canada (2002).
- SHAFIEI, S., S. DOMENECH, R. KOTELES, and J. PARIS, "System Closure to an integrated Newsprint Mill, Paractical Application of The Genetic Algorithm", P&P Can (submitted) (2003).
- WALOSIK, S., "Gestion de l'eau dans le procédé de désencrage/ problématique et étude de cas", Mémoire de maîtrise es science, École Polytechnique, Montréal, Canada (1999).

### **6.13 Compléments à la communication**

La section qui suit a pour but de présenter certaines informations complémentaires à la publication qui ont été exclues pour se conformer à des contraintes d'espace. Ces informations visent à détailler les explications de la méthodologie et du cas d'étude.

#### **6.13.1 Compléments à la méthodologie**

Nous nous attarderons d'abord sur les équations de contrainte ainsi que la fonction objectif pour montrer où interviennent les variables non linéaires du problème. Il a été mentionné dans la partie méthodologie que la non linéarité du modèle tient du fait que les unités de purification des eaux blanches (le clarificateur primaire ainsi que les filtres des laveurs) sont ajoutées en tant que producteurs à niveau variable dont les

compositions et les débit des flux sortants dépendent des compositions et débits des sources qu'ils consomment. Cependant, les équations de la communication ne distinguent pas les sources directement consommées des sources traitées. Considérons le débit d'une source donnée. Dans la définition du problème, quelque soit la source, ce terme consiste en la somme de la fraction directement utilisée pour satisfaire les demandes du procédé, de la fraction clarifiée et de la fraction filtrée.

$$\dot{Q}_s = \sum_{d=1}^{N_d} \dot{m}_{s,d} + \dot{c}l_s + \dot{f}_s \quad \forall s = 1, N_s \quad (3)$$

De même une contrainte sur les demandes impose que celles-ci soient toutes satisfaites soit par l'utilisation directe des sources soit par l'utilisation de sources traitées produites par le clarificateur ou les filtres (ou des rejets de filtration) :

$$\dot{Q}_d = \sum_{s=1}^{N_s} \dot{m}_{s,d} + \dot{c}l_d + \dot{f}_d + \dot{f}r_d \quad \forall d = 1, N_d \quad (4)$$

Or, puisque l'eau clarifiée peut être filtrée, on écrit la contrainte suivante pour le clarificateur:

$$\sum_{d=1}^{N_d} \dot{c}l_d = \sum_{s=1}^{N_s} \dot{c}l_s - \dot{c}f - \dot{c}r \quad (5)$$

De même pour les filtres:

$$\sum_{d=1}^{N_d} (\dot{f}_d + \dot{f}r_d) = \sum_{s=1}^{N_s} \dot{f}_s + \dot{c}f \quad (6)$$

En ce qui a trait aux compositions des courants, les demandes doivent aussi être satisfaites sans que les limites précisées soit dépassées. Par exemple, pour la consistance (par analogie, des contraintes similaires sont spécifiées pour tous les matières dissoutes et les ions calcium) :

$$\sum_{s=1}^{N_s} \dot{m}_{s,d} \cdot x_s + \dot{c}l_d \cdot x_{cl} + \dot{f}_d \cdot x_f + \dot{f}r_d \cdot x_{fr} \leq \dot{Q}_d \cdot x_{d\max} \quad \forall d = 1, N_d \quad (7)$$

Or, si les valeurs des termes de consistances sont connues pour les sources, il en est autrement des termes de consistance des eaux traitées par clarification ou par filtration.



D'où la non linéarité du problème qui découle de la multiplication des termes variables de composition et de débits. En effet, pour le clarificateur :

$$x_{cl} = 0.17 \frac{\sum_{s=1}^{N_s} x_s \cdot \dot{cl}_s}{\sum_{s=1}^{N_s} \dot{cl}_s} \quad (8a)$$

$$x_{cr} = 3 \% \quad (8b)$$

Et pour les filtres :

$$x_f = 0.005 \% \quad (9a)$$

$$x_{fr} = 101 \frac{\sum_{s=1}^{N_s} x_s \cdot \dot{f}_s + \dot{cf} \cdot \dot{x}_c}{\sum_{s=1}^{N_s} \dot{f}_s + \dot{cf}} - 100x_f \quad (9b)$$

### 6.13.2 Compléments au cas d'étude

#### 6.13.2.1 Représentation des sources et des demandes

Dans la communication, ni dans le cas de base ni dans les solutions trouvées, les courbes composites des sources n'étaient-elles représentées telles quelles. En effet, les courbes composites représentées étaient celles des demandes à satisfaire et celles des courbes d'approvisionnement correspondantes, représentant des courants issus de sources partiellement mélangées ou traitées de manière à satisfaire les demandes. Dans la figure VI.5, les courbes composites du procédé sont simplement représentées en terme des demandes et des sources disponibles. Cette situation diffère du cas de base et des solutions optimisées puisqu'elle omet le mélange ou le traitement des sources. Deux ensembles de composites sont représentés, une pour les solides en suspension et une pour les solides dissous. Les courbes qui sont amenées au point de pincement indiquent quelle serait alors la consommation théorique d'eau fraîche et quelle serait la production

d'effluents liquide du procédé. Le pincement est créé par la contrainte liée aux solides en suspensions. La somme des demandes est de 1083 kg/s. Le graphique montre que sans mélange ni purification des sources, la consommation d'eau fraîche et la production d'effluent serait alors chacune de l'ordre du tiers de cette somme.

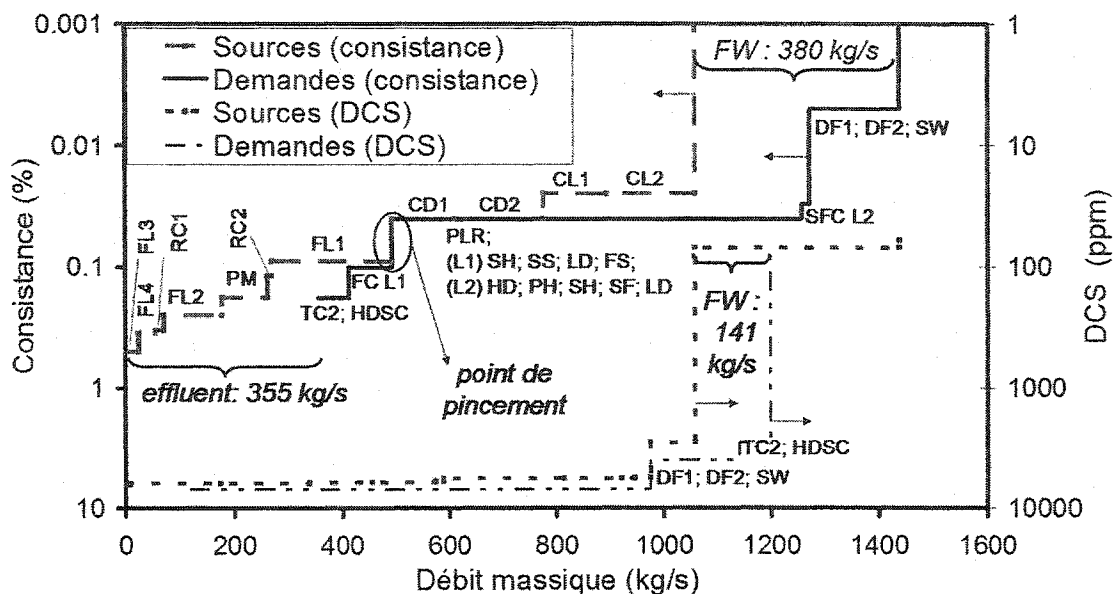


Figure VI.5 Courbes composites des sources et des demandes du procédé

#### 6.13.2.2 Solution 1b fonction objectif simplifiée

L'optimisation du scénario de la solution 1 a aussi été refaite en modifiant la fonction objectif de manière à ignorer les coûts des sels de calcium et des nouvelles connexions. L'objectif devient alors la minimisation à pondération égale de la consommation d'eau fraîche et de la production d'effluent. Les courbes composites sont illustrées dans la figure VI.6. Il est intéressant de noter en quoi la solution simplifiée (solution 1b) diffère de la solution 1 de la communication. Ici, les composites des matières en suspension (consistance) indiquent que les puretés des sources de la courbe d'approvisionnement sont toutes identiques à celle des demandes, sauf pour l'eau filtrée car la contrainte des matières dissoutes est activée. Tout comme dans la solution 1 les sources d'eau claire et pauvre des filtres à disques sont utilisées pour approvisionner les demandes des cellules

de flottaison, mais la contrainte de consistance est activée par l'utilisation des rejets des filtres pour satisfaire ces demandes. Par conséquent, la solution 1 b produit 1.2 kg/s de moins d'effluent que la solution 1 pour une consommation équivalente d'eau fraîche. Par contre, la solution 1 b est effectivement sous optimale selon les critères des coûts de rénovation et des coûts des ressources (car plus coûteuse de 0.12 %).

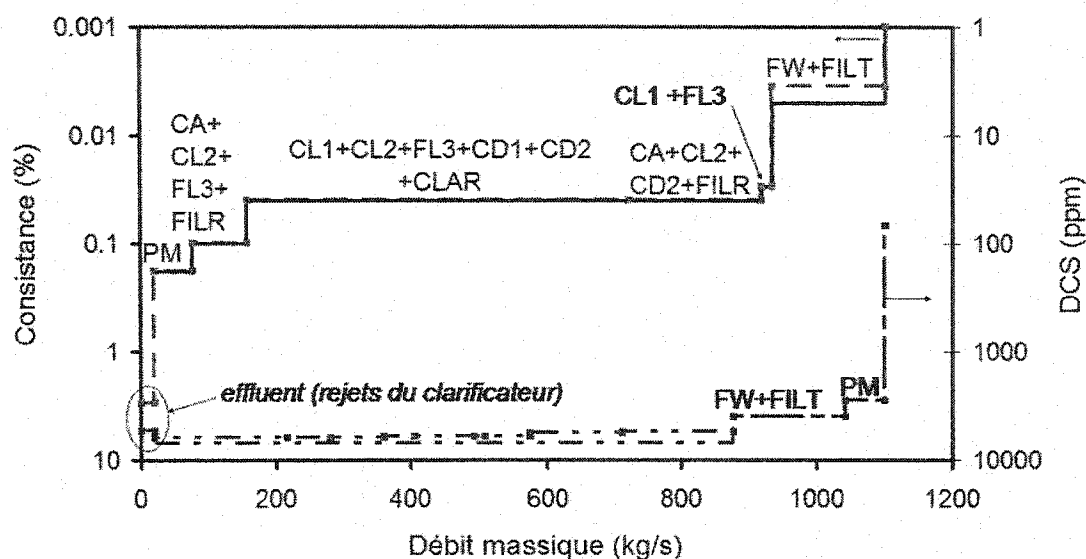


Figure VI.6 Courbes composites de la solution 1b

### 6.13.3 Compléments à la représentation des résultats

La représentation des courbes composites adaptée de Dhole et al (1996) comporte certaines limitations. D'une part il n'est pas possible de clairement distinguer la provenance des sources mélangées et purifiées sur la courbe composite d'approvisionnement. Par conséquent, si la représentation permet de savoir quelle quantité d'effluents est générée, il est impossible d'y lire la consommation d'eau fraîche, puisque qu'elle comprend une fraction qui est mélangée à d'autres sources. Des représentations complémentaires ont donc été utilisées pour bien définir l'allocation des

sources aux demandes. Outre les diagrammes d'écoulement présentés dans l'article, une représentation en tableau a aussi été envisagée pour illustrer le cas de base et les solutions optimisées. Quoique volumineux, les tableaux présentent des informations introuvables sur les courbes composites. Chaque tableau consiste en:

- Une liste des débits massiques de chaque source (colonnes) vers chaque demande (lignes) dans laquelle les unités de traitement des sources (clarificateurs et filtres) sont des entrées doubles (à la fois demandes et sources),
- les connexions interdites sont barrées,
- les connexions préexistantes (du cas de base) sont représentées par des cases encadrées. Un débit non nul et non encadré implique donc la nécessité d'une nouvelle connexion ou encore (comme dans le cas de base) d'un cuvier tampon.

Les tableaux VI.5 à VI.8 font état des distributions d'eau dans le cas de base et les solutions optimisées.

Tableau VI.5 Cas de base: répartition des sources

(Débits en kg/s)												
S \ D	CA	CL 1	CL 2	FW	PM	FL3	FL4	CD 1	CD 2	CL AR	FIL T	FIL R
HD L2	0	1.85	5.10	0.54	0.22	0	0.11	0.85	6.71	3.31	0	0.02
FS L2	0	8.69	24.0	2.56	1.05	0	0.51	4.02	31.6	15.6	0	0.09
PH L2	0	0.84	2.32	0.25	0.10	0	0.05	0.39	3.05	1.51	0	0.01
SH L2	0	2e-3	5e-3	5e-4	2e-4	0	1e-4	8e-4	0.01	3e-3	0	2e-5
FC L2	0.17	19.5	53.8	5.73	2.36	0	1.14	9.01	70.7	34.9	0	0.21
LD L2	0	13.4	37.1	3.95	1.63	0	0.79	6.22	48.8	24.1	0	0.14
LD L1	0	0	0	9.00	0	0	0	0	0	54.8	0	0
FS L1	0	0	0	6.21	0	0	0	0	0	37.8	0	0
TC2	0	0	0	7.66	0	0	0	0	0	46.7	0	0
FC L1	0.13	0	0	0	0	0	8.98	70.8	0	0	0	0.31
PLR	0	40.7	0	12.0	4.93	0	2.39	18.9	0	72.9	0	0.08
SHS L1	0	1.71	0	0.50	0.21	0	0.10	0.79	0	3.07	0	0.00
SCS L1	0	12.9	0	3.79	1.56	0	0.76	5.97	0	23.1	0	0.03
FW PH L2	0	0	0	0.83	0	0	0	0	0	0	0	0
FW FS L2	0	0	0	0.25	0	0	0	0	0	0	0	0
HDSC	0	0	0	0	3.12	0	0	0	0	0	0	0
SW	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	75.9	0
SFC L2	0	1.17	3.23	3.79	0.14	0	0.07	0.54	4.25	2.09	0	0.01
DF1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	51.0	0
DF2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	39.2	0
CLAR	0	0	0	0	50.9	24.0	14.9	0	0	0	0	0
FILT	0	16.7	39.5	15.7	0	0	0	0	0	95.7	0	0

\* Les courants FL1, FL2, et RC1 sont intégralement clarifiés.

S : sources ; D : Demandes.

Tableau VI.6 Solution 1 : répartition des sources (clarification d'eau de machine à papier permise)

(Débits en kg/s)												
S \ D	CA	CL 1	CL 2	FW	PM	FL3	FL4	CD1	CD2	CL AR	FIL T	FIL R
HD L2	0	0	0	0	0.39	0	0.29	0	0	18.0	0	0
FS L2	0	0	0	0	0	0	2.11	4.66	0	81.3	0	0
PH L2	0	0	0	0	0.46	0	0	0	0	8.0	0	0
SH L2	0	0	0	0	9e-4	0	0	0	0	2e-2	0	0
FC L2	0.13	0	111	0	0	0	0	0	86.2	0	0	0
LD L2	0	0	54.0	0	0	0	2.61	79.6	0	0	0	0
LD L1	0	0	0	0	0	0	1.61	0	0	62.2	0	0
FS L1	0	0	0	0	0	0	1.11	0	0	42.9	0	0
TC2	0	0	0	0	54.3	0	0	0	0	0	0	0
FC L1	0.12	0	0	0	0	0	0	0	79.0	0	0	1.19
PLR	0	113	0	0	0	0	5.47	33.3	0	0	0	0
SHS L1	0	0	0	0	0.35	0	0	0	0	6.04	0	0
SCS L1	0	0	0	0	0	0	1.21	0	0	46.9	0	0
FW PH L2	0	0	0	0.83	0	0	0	0	0	0	0	0
FW FS L2	0	0	0	0.26	0	0	0	0	0	0	0	0
HDSC	0	0	0	0	3.12	0	0	0	0	0	0	0
SW	0	0	0	21.7	0	0	0	0	0	0	54	0
SFC L2	0	4.32	0	0	0	0	0	0	0	11.0	0	0
DF1	0	0	0	14.6	0	0	0	0	0	0	36	0
DF2	0	0	0	11.2	0	0	0	0	0	0	28	0
CLAR	0	0	0	0	22.0	24.0	15.4	0	0	0	0	0
FILT	0	0	0	0	0	0	0	0	0	120	0	0

\* Les courants FL1, FL2, RC1 et RC2 sont intégralement clarifiés.

S : sources ; D : Demandes.

Table VI.7 Solution 2: répartition des sources (clarification d'eau de machine à papier interdite)

(Débits en kg/s)												
S \ D	CA	CL 1	CL 2	FW	PM	FL3	FL4	CD 1	CD 2	CL AR	FIL T	FIL R
HD L2	0	0	0	0	0.94	0	0	0	0	17.8	0	0
FS L2	0	0	0	0	0	1.23	0	10.5	0	76.3	0	0
PH L2	0	0	0	0	0.43	0	0	0	0	8.08	0	0
SH L2	0	0	0	0	8e-4	0	0	0	0	2e-2	0	0
FC L2	0.13	0	32.2	0	0	0	0	0	165	0	0	0
LD L2	0	112	0	0	12.0	0	0	11.9	0	0	0	0
LD L1	0	0	0	0	0	1.01	0	0	0	62.8	0	0
FS L1	0	0	0	0	2.22	0	0	0	0	41.8	0	0
TC2	0	0	0	0	54.3	0	0	0	0	0	0	0
FC L1	0.12	0	79.0	0	0	0	0	0	0	0	0	1.15
PLR	0	0	53.9	0	1.53	1.29	0	95.1	0	0	0	0
SHS L1	0	0	0	0	0.32	0	0	0	0	6.07	0	0
SCS L1	0	0	0	0	2.42	0	0	0	0	45.7	0	0
FW PH L2	0	0	0	0.83	0	0	0	0	0	0	0	0
FW FS L2	0	0	0	0.26	0	0	0	0	0	0	0	0
HDSC	0	0	0	0	3.12	0	0	0	0	0	0	0
SW	0	0	0	23.1	0	0	0	0	0	0	52.7	0
SFC L2	0	5.20	0	0	0	0	0	0	0	10.1	0	0
DF1	0	0	0	15.6	0	0	0	0	0	0	35.5	0
DF2	0	0	0	11.9	0	0	0	0	0	0	27.2	0
CLAR	0	0	0	0	0	20.4	29.8	0	0	0	0	0
FILT	0	0	0	0	0	0	0	0	0	117	0	0

\* Les courants FL1, FL2, RC1 et RC2 sont intégralement clarifiés.

S : sources ; D : Demandes.

Tableau VI.8 Solution 1b: répartition des sources (clarification d'eau de machine à papier permise)

(Débits en kg/s)													
S \ D	CA	CL 1	CL 2	FW	PM	FL3	FL4	CD 1	CD 2	CL AR	FIL T	FIL R	
HD L2	0	18.1	0	0	0	0.59	0	0	0	0	0	0	
FS L2	0	14.1	0	0	0	0.46	0	73.5	0	0	0	0	
PH L2	0	0	0	0	0	0.17	0	0	0	8.33	0	0	
SH L2	0	0	0	0	0	3e-4	0	0	0	2e-2	0	0	
FC L2	0.13	0	32.0	0	0	0	0	0	165	0	0	0.19	
LD L2	0	23.0	0	0	0	3.05	0	0	0	110	0	0	
LD L1	0	0.48	61.3	0	0	2.02	0	0	0	0	0	0	
FS L1	0	0	0	0	0	0	0	44.0	0	0	0	0	
TC2	0	0	0	0	54.3	0	0	0	0	0	0	0	
FC L1	0.12	0	71.8	0	0	7.36	0	0	0	0	0	0.99	
PLR	0	0	0	0	0	3.11	0	0	0	149	0	0	
SHS L1	0	0	0	0	0	0.13	0	0	0	6.26	0	0	
SCS L1	0	46.6	0	0	0	1.52	0	0	0	0	0	0	
FW PH L2	0	0	0	0.83	0	0	0	0	0	0	0	0	
FW FS L2	0	0	0	0.26	0	0	0	0	0	0	0	0	
HDSC	0	0	0	0	3.12	0	0	0	0	0	0	0	
SW	0	0	0	21.7	0	0	0	0	0	0	54.2	0	
SFC L2	0	15.1	0	0	0	0.16	0	0	0	0	0	0	
DF1	0	0	0	14.6	0	0	0	0	0	0	36.4	0	
DF2	0	0	0	11.2	0	0	0	0	0	0	28.0	0	
CLAR	0	0	0	0	22.1	5.39	29.8	0	0	0	0	0	
FILT	0	0	0	0	0	0	0	0	0	120	0	0	

\* Les courants FL1, FL2, RC1 et RC2 sont intégralement clarifiés.

S : sources ; D : Demandes.



## CHAPITRE VII

### DISCUSSION GÉNÉRALE

La démarche générale adoptée pour faire l'analyse de la fermeture de circuit du procédé de désencrage se résume aux quatre étapes suivantes :

1. Collecte de données
2. Réconciliation de données
3. Identification des sources et des demandes
4. Optimisation de la distribution d'eau

Cependant, il ressort des résultats de l'étude qu'en pratique la mise en œuvre de cette démarche ne peut être réellement efficace que si ces étapes sont répétées. En ce qui a trait à la collecte et à la réconciliation de données, les spécifications des diagrammes de procédé, ainsi que les résultats d'études précédentes (Walosik, 1999, Savu et al 2001) ont été utilisés pour compenser le manque de mesure. Rappelons que cet exercice a été effectué uniquement pour la ligne 2, soit la seule partie du procédé pour laquelle les mesures du système de contrôle étaient disponibles. Les résultats présentés au chapitre 5, indiquent qu'à l'exception d'une erreur grossière (90%) sur une mesure de débit aux tamis à trou de la ligne 2, la correction sur les valeurs des variables mesurées était de inférieure à 8 % de leurs valeurs brutes. Certaines variables ne sont pas corrigées, mais ceci n'est pas nécessairement une indication de la précision des mesures, du fait que le nombre de redondance local est parfois nul aux endroits où elles ont été échantillonnées. De plus, bien que l'utilisation de données disparates permette de faire une modélisation plausible du procédé en fonctionnement, il serait souhaitable de faire une simulation du procédé à partir d'un jeu de données qui consisterait uniquement de mesures récentes. L'exercice d'optimisation de la planification d'une campagne de mesure à partir de la simulation du modèle validé du procédé donnerait donc lieu à une seconde collecte de donnée ainsi qu'une seconde étape de réconciliation. Sans modèle de simulation, une planification par l'observation du diagramme de procédé aurait été d'une part

fastidieuse, et d'autre part il aurait été plus difficile de minimiser le nombre de mesures. En ce qui concerne l'identification des sources et des demandes et l'optimisation de la distribution d'eau, la modification de la distribution des sources a aussi un impact sur les concentrations en contaminants et composés chimiques de ces mêmes sources. Pour vérifier tous les impacts des changements sur le procédé, il serait nécessaire d'ajouter au modèle de simulation les modifications proposées.

En ce qui a trait à la formulation du problème d'optimisation, la question de l'utilisation de cuiviers tampon pourrait être prise en compte par l'ajout de coûts ou de contraintes. Il a été mentionné au chapitre 6 que le nombre de cuvier est suffisant pour permettre la ségrégation des sources ainsi que l'alimentation des demandes par l'usage de plusieurs sources différentes. Mais il faut reconnaître qu'au niveau de la contrôlabilité du procédé, les modifications proposées pourraient poser des problèmes.

Les coûts de l'utilisation du calcium pourraient aussi être réduits, cependant ces résultats doivent être interprétés avec précaution puisque l'hypothèse de la simulation selon laquelle les produits chimiques suivent la distribution de l'eau ne s'applique pas en tout point du procédé, puisqu'elle ne tient ni compte de la solubilité des ions calcium en fonction du pH, ni compte de l'enlèvement du calcium durant la flottaison.

Les résultats de l'optimisation de la fermeture de circuit d'eau du procédé sont néanmoins prometteurs, et se comparent avantageusement à ceux des études précédentes (Jacob et al, 2002 ; Savu et al 2001), puisqu'ils indiquent que pour un procédé moderne, dont la consommation d'eau a déjà été réduite, il serait encore possible de diminuer à la fois la consommation d'eau fraîche, la production d'effluent liquide et l'utilisation des équipement de traitement des eaux usées.

## CHAPITRE VIII

### CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS

Cette étude a porté sur l'optimisation de la fermeture de circuits d'eau d'un atelier de désencrage de papiers récupérés. La réconciliation de données a été appliquée pour élaborer un modèle de simulation d'un atelier de désencrage de papiers journaux et magazines récupérés, par l'utilisation de mesures de la salle de contrôle et de spécifications liées aux caractéristiques de conception et d'opération de l'atelier. La réconciliation des données nécessite la redondance des mesures des variables du procédé. En effet, une variable ne peut être réconciliée s'il est impossible de la recalculer à partir des valeurs d'autres variables. Dans le cas du modèle calibré, un niveau satisfaisant de redondance a été atteint par l'utilisation des données provenant de sources disparates. Dans la perspective éventuelle d'une mise à jour la simulation de l'atelier, les informations ne provenant pas de la salle de contrôle ont été ensuite éliminées et un programme faisant usage d'un algorithme génétique a été appliquée pour optimiser la mise au point d'un protocole de mesure. L'obtention d'une solution par programmation a permis d'éviter de planifier une campagne d'échantillonnage basée sur l'observation de diagramme de procédé. Selon que les coefficients de partage définissant les taux de séparation des courants du procédé et les taux d'épaississement et de rejets des unités de traitement de la pâte soient considérés comme étant des paramètres constants ou des variables non mesurées, il serait nécessaire de doubler ou tripler le nombre de mesures.

Un tel programme pourrait également être employé pour concevoir un système de mesure complémentaire au système de contrôle afin de pouvoir effectuer en temps réel la réconciliation de données. Les bienfaits qui en découleraient alors seraient de permettre une détection rapide des problèmes d'opération (décalibration des sondes, bris ou pannes d'équipements, fuites). Par conséquent les pertes pourraient être réduites par

une gestion proactive du procédé, et il serait possible d'obtenir des bilans précis et régulièrement remis à jour pour faire le suivi et pour la comptabilité.

L'optimisation de la distribution de l'eau dans cet atelier a ensuite été résolue par programmation non linéaire mixte en variables entières à l'aide d'un algorithme de résolution de séparation et d'évaluation. L'avantage de ce type de programmation numérique est de pouvoir tenir compte de divers types de contraintes dans la définition du problème de manière à produire des stratégies de réduction d'eau adaptées au procédé déjà en place. La fonction objectif a été formulée en fonction des coûts pour tenir compte de la consommation d'eau et de produits chimiques, ainsi que des coûts de modification de la tuyauterie. Cette fonction a été optimisée sous les contraintes des compositions des courants, des connections interdites, et des capacités limitées des équipements d'extraction des contaminants des eaux blanches. Pour les contraintes de pureté des courants, trois paramètres ont été pris en comptes : la consistance, la concentration en matières dissoutes, et en ions calcium. Deux scénarios d'optimisation ont été envisagés. Dans le premier, la clarification de l'eau blanche de la machine à papier est permise, dans le second elle est interdite. La consommation d'eau fraîche pourrait être réduite de 14.8 t/odt à respectivement 9.9 ou 10.5 t/odt de pâte (de 34 % ou de 29 %) et la décharge du clarificateur primaire de 1.7 ou 1.8 kg/s (7,7 % ou de 8,1 %).

Cependant, il serait préférable d'évaluer l'impact de la fermeture des circuits d'eau de l'usine sur les compositions des sources, par exemple par simulation des nouvelles configurations, car l'optimisation de la distribution d'eau ne tient pas compte du fait que les propriétés des sources changent identiques lorsque les recyclages sont modifiés. Il est donc possible que, contrairement à ce que prédit l'optimisation, certaines contraintes de pureté ne soient en fait pas respectées. Cette démarche serait itérative et, devrait par conséquent idéalement être automatisée de manière à faire alterner l'optimisation de l'allocation des sources aux demandes et, le calcul des nouvelles compositions des sources.

Aussi, il serait encore possible d'affiner le modèle d'optimisation en spécifiant les contraintes de tous les composants des courants du procédé, en spécifiant les distances entre les unités dans le procédé actuel, et en répertoriant une liste exhaustive des coûts de modifications du procédé induites par les modification du réseaux d'eau. Par exemple, les coûts de modifications du procédé pourraient aussi inclure l'installation de cuiviers tampon pour l'approvisionnement de demandes par des sources multiples, lorsque ces équipements ne sont pas déjà en place. Ceci ne changerait en rien la méthodologie qui a comme avantage de permettre de graduellement détailler le modèle d'optimisation pour l'adapter aux contraintes spécifiques du procédé.

## RÉFÉRENCES

- Association des produits forestiers du Canada. (2000). Rapport environnemental 2000-2001.
- Association des produits forestiers du Canada. (2002). Revue annuelle 2002.
- BAGAJEWICZ, M.J., RIVAS, M. et SAVELSKI, M. (2000). A robust method to obtain optimal and suboptimal design and retrofit solutions of water utilization systems with multiple contaminants in process plants. Computers and Chemical Engineering, 24, 1461-1466.
- BAHY NOURELDIN, M., et EL-HALWAGI, M.M. (1999). Interval-based targeting for pollution prevention via mass integration. Computers and Chemical Engineering, 23, 1527-1543.
- BEALE, E.M.L. (1977). Integer programming. The State of the Art in Numerical Analysis. D. Jacobs, Academic Press: London, 409-448.
- Belsim s.a, (2001). VALI 3 User's Guide, St-Georges-sur-Meuse, Belgique, 1, 8.
- BEN, Y., DORRIS, G. et HILL, G. (2003). Contaminant removal from deinking process water. Part I: mill benchmarking. Pulp & Paper Canada, 104, (1), T9-15.
- BENDERS, J.F. (1962). Partitioning procedures for solving mixed-variables programming problems. Numerische Mathematik, 4, 238-252.

BONHIVERS, J-C., BELON-GAGNON, S. et PARIS, J. (1998). Simulation dynamique de l'atelier de désencrage de l'usine de Kruger à Bromptonville, Québec. Manuel de référence, École Polytechnique de Montréal, Canada.

BONHIVERS, J-C., SIMONSEN, I. et PARIS, J. (2002). Réduction de la consommation et des rejets d'eau dans un procédé intégré de papier journal, études de cas. Rapport universitaire, Paprican, Canada.

BROUILLETTE, F., DANEAULT, C. et DORRIS, G.M. (2002). Effect of initial pH on the release of dissolved colloidal and suspended solids during repulping of ONP and OMG. Journal of Pulp and Paper Science, 28, (2), 31-37.

BROWN, D., MARÉCHAL, F., HEYEN, G., et PARIS, J. (2003). Data reconciliation and sensor system design of a paper deinking process. A. Kraslawski, I.Turunen, Proceed. ESCAPE-13, Elsevier. 14, 1001-1006.

BURT, L. (1987). Pulp and paper technology changes will boost chemical needs. Process Ind. Canada, 23-26.

CARRASCO, F., PELACH, M.A. et MUTJÉ, P. (1999). Deinking of high quality offset papers: influence of consistency, agitation, speed, and air flow rate in the flotation stage. TAPPI Journal, 82, (3), 125-129.

CASTRO, C., DORRIS, G.M., BROUILLETTE, F., et DANEAULT, C. (2003). Thermogravimetric determination of synthetic polymers in recycled pulp systems and deposits. Journal of Pulp and Paper Science, 29, (5), 167-172.

CHABOT, B., KRISHNAGOPALAN, G.A., et ABUBAKR, S. (1998). Effect of ultrafiltration permeate recycling on deinking efficiency of flexo printed newspapers. Progress in Paper Recycling, 7, (8), 28-38.

CHRISTIE, E. et McEACHERN C.G. (2000). Pulping the law: how pulp mills are ruining Canadian waters with impunity. Rapport, Sierra Legal Defense Fund, Toronto, Canada.

DHOLE, V.R., RAMCHANDANI, N., TAINSH, R.A. et WASILEWSKI, M. (1996). Make your process water pay for itself. Chemical Engineering, 103, (1), 100-103.

DORRIS, G.M. (2002). Exposé dans le cadre du cours GCH6210 intitulé « Ingénierie des Pâtes et Papier », Ecole Polytechnique de Montréal, Canada.

DOSHI, M.R. (1995). Quantification of Stickies, Progress in Paper Recycling, 4, (2), 103-106.

DURAN, M. et GROSSMANN, I.E. (1986). An outer approximation algorithm for a class of mixed integer nonlinear programs. Mathematical Programming, 36, 307-309.

EL-HALWAGI, M.M. et MANOUSIOUTHAKIS, V. (1989). Synthesis of mass exchange networks. A.I.Ch.E Journal, 35, (8), 1233-1244.

EL-HALWAGI, M.M. et MANOUSIOUTHAKIS, V. (1990). Automatic synthesis of mass exchange networks with single-component targets. Chemical Engineering Science, 45, (9), 2813-2831.

FABRY, B., CARRÉ, B. et CRÉMON, P. (2001). Pulping optimization: effect of pulping parameters on defibering, ink detachment and ink removal. 6<sup>e</sup> forum de



recherche sur le recyclage (prétiré), Magog, Canada, 37-44.

FENG, X., et W.D. SEIDER. (2001). A new structure and design methodology for water networks, Ind. Eng. Chem. Res., 40, 6140-6146.

FLETCHER, R. et LEYFFER, S. (1998). User manual for filterSQP. Numerical Analysis Report NA/181, Dundee University, Royaume-Uni.

FLETCHER, R. et LEYFFER, S. (2001). Non linear programming without a penalty function. Mathematical Programming, 91, (2), 239-260.

FLOQUET P., PIBOULEAU L. AND DOMENECH S. (1998). Mathematical programming tools for chemical process design. Computers and Chemical Engineering, 23, (2), 99-113.

FOURER, R., GAY, D.M. et KERNIGHAN, B.W. (1993). AMPL a Modelling Language for Mathematical Programming, Boyd & Fraser publishing company, Danvers, États-Unis, Ch-13, 241-264.

GEOFFRION, A.M. (1972). Generalized Benders decomposition. Journal of Optimization Theory and Applications, 10, (4), 237-260.

GERKENS, C. (2002). Conception rationnelle de systèmes de mesure dans les procédés chimiques. Projet de diplôme, Université de Liège, Belgique.

GREENBAUM, P.J. (2002). Making Progress in Water Reduction. Pulp & Paper Canada, 103, (2), 12-15.

GREIG-GRAN, M. (1999). Review of the Recycled Content Target for UK Newspapers. Rapport, International Institute for Environment and Development, Londres, Royaume-Uni.

GROSSMANN, I.E. (1990). Mixed-integer nonlinear programming techniques for the synthesis of engineering systems. Research in Engineering Design, 1, 205-228.

GROSSMANN, I.E., CABALLERO, J.C. et YEOMANS, H. (1999). Advances in mathematical programming for automated design, integration and operation of chemical processes. International Conference on Process Integration (PI'99), Copenhagen, Danemark.

GUPTA, O.K. et RAVINDRAN, V. (1985). Branch and bound experiments in convex non linear integer programming, Management Science, 31, (12), 1533-1546.

H.R.873, (6 février 1991). Amendement au "Solid Waste Disposal Act", 1<sup>ère</sup> Session, 102<sup>e</sup> journée, Congrès américain, p.1.

HERBET, M., VAN DEN BROEK, R. et FAALJ, A. (1999). Energy Crops Versus Waste Paper: A System Comparison of Paper Recycling and Paper Incineration on the Basis of Equal Land Use. 4<sup>th</sup> Biomass conference of the America's, Oakland, États-Unis.

HEYEN G., MARÉCHAL E. et KALITVENTZEFF, B. (1996). Sensitivity calculations and variance analysis in plant measurement reconciliation. Computers and Chemical Engineering, 20S, 539-544.

HEYEN, G., (2000). Application of Data Reconciliation to Process Monitoring, Symposium ISCAPE 2000, Carthagena de Indias, Colombie.

HEYEN, G., DUMONT M.N. et KALITVENTZEFF, B. (2002). Computer-aided design of redundant sensor networks. J. Grievink, J. van Schyndel, proceed. ESCAPE 12, La Haye, Pays-Bas, Elsevier, 691-695.

JACOB, J. et PARIS, J. (2003). Data sampling and reconciliation, application to pulp and paper mills. Part I: methodology and implementation. Appita Journal, 56 (1), 25-29 & 52.

JACOB, J. et PARIS, J. (2003). Data sampling and reconciliation, application to pulp and paper mills. Part II: case studies. Appita Journal, 56 (2), 116-121.

JACOB, J., KAIPE, H., COUDERC, F. et PARIS, J. (2002). Water network analysis in pulp and paper processes by pinch and linear programming techniques. Chem. Eng. Comm., 189, (2), 184-206.

KALITVENTZEFF, B. et JORI, P. (1987). Process measurements analysis and validation, Proceed. CEF87, The Use of Computers in Chemical Engineering, Taormina, Italy, 41-46.

KLEINAU, J.H. (1987). Secondary fibers and non-wood-pulping. Pulp and Paper Manufacture, F. Hamilton, B. Leopold, M.J. Kocurek, Joint textbook committee of the paper industry, 136-142.

KLUNGNESS, J.H., Pianta, F., STOIKA, M.L., SYKES, M., TAN, F. et ABUBAKR, S. (1999). Lightweight high opacity papers: process costs and energy use reductions. A.I.Ch.E symposiums series, 95, (322), 99-102.

KUO, W.C.J. et SMITH, R. (1998). Designing for the interactions between water-use and effluent treatment part A. Trans. Inst. Chem. Eng., 76, 1649-1665.

LAINE, J.E. (1995). Wet end chemistry in papermaking. Know-How Wire, 1, 8-9.

LAPIERRE, L., PITRE, D. et BOUCHARD, J. (2001). Fines from deinked pulp: effect of contaminants on their bleachability and on the pulp final brightness. 6<sup>e</sup> forum de recherche sur le recyclage (prétiré), Magog, Canada, 173-178.

LAPIERRE, L., DORRIS, G., PITRE, D., BOUCHARD, J., HILL, G., et ALLEN, J. (2002). Use of sodium sulfite for deinking ONP : OMG at neutral pH. Pulp & Paper Canada, 103, (1), 42-45.

LAUFMANN, M., (1998). Fillers for paper – a global view-. PTS Seminar, Wet end Operations, Munich, Allemagne.

LAWLER, E. et WOOD, D. (1966). Branch-and-bound methods - a survey, Operations Research, 14, (4), 699-704.

LENES, M., ANDERSEN, I. et REITAN, A-M. (2001). Formation of secondary stickies in DIP and TMP suspensions. 6<sup>e</sup> forum de recherche sur le recyclage (prétiré), Magog, Canada, 107-110.

LEYFFER, S. (1998). User manual for MINLP\_BB, Numerical Analysis Report NA/XXX, Dundee University, Royaume-Uni.

LINNHOF, B. et HINDMARSH, E. (1983). The pinch design method of heat exchanger networks, Chemical Engineering Science, 38, 745-763.

LINNHOFF, B. et FLOWER, J.R. (1978). Synthesis of heat exchanger networks, A.I.Ch.E Journal, 24, 633-654.

MADRON, F. (1985). A new approach to the identification of gross errors in chemical engineering measurements, Chemical Engineering Science, 40, (10), 1855-1860.

MAGDA, J.J. et LEE, J.Y. (1999). A critical examination of the role of ink surface hydrophobicity in flotation deinking, TAPPI Journal, 82, (3), 139-145.

MAGNUSSON, P. (2001). Water recovery in an integrated pulp and paper mill with membrane filtration, Rapport, Chemical Engineering Faculty, Lund Institute of Technology, Suède.

MARECHAL, F. et LEYLAND, G. (2002). Optimisation de la gestion de l'hydrogène dans les processus industriels. Rapport, Laboratoire d'Énergétique Industrielle, École Polytechnique Fédérale de Lausanne, Suisse.

McCOOL, M.A. (1993). Flotation deinking. Secondary Fiber Recycling, R.J. Spangenberg, TAPPI Press, ch.15, 141-162.

MERZA, J. et HAYNES, D. (2001). Batch pulping versus drum pulping: the impact on deinking performance. 6<sup>e</sup> forum de recherche sur le recyclage (prétiré), Magog, Canada, 45-51.

MOE, S.T. et RORING, A. (2001). Theory and practice of flotation deinking. 6<sup>e</sup> forum de recherche sur le recyclage (prétiré), Magog, Canada, 55-60.

PAPALEXANDRI K.P. et PISTIKOPOULOS E. (1994). A process synthesis modelling framework based on mass/heat transfer module hyper structure, Computers and Chemical Engineering, 19S, S71-S76.

PATRICK, K. (juillet-2001). Advances in paper recycling technologies, PaperAge, O'Brien Publications, Inc.

PERLIS, A. et RANSOM, L. (2001). Global forest resources assessment 2000, FAO forestry paper, no 140, Rome, Italie.

PERRY, R.H., D.W. GREEN., et J.O. MALONEY, Perry's Chemical Engineers' Handbook, 7<sup>th</sup> ed., McGraw-Hill, (1997).

Pulp & Paper International. (1995). Annual Review.

RORING, A. et HAYNES, D. (1999). What are the benefits and barriers of neutral deinking ? Akzo Noble EKA chemical inc., Bohus, Suède.

RUZINSKY, F., WANG, M.H. et BENNINGTON, C.P.J. (2003). Characterizing dispersion in newsprint deinking operations, Pulp & Paper Canada, 104, (8), 37-43.

SAINT-AMAND, F.J. (1999). Hydrodynamics of deinking flotation. Int. J. Miner. Process., 56, 277-316,

SAVU, E., SARAILH, S., MARECHAL, F. et PARIS, J. (2001). Impact de la fermeture des circuits dans un procédé de désencrage, Pulp & Paper Canada, (sous presse) et 6<sup>e</sup> forum de recherche sur le recyclage (prétiré), Magog, Canada, 155-158.

SCHULZE, H.J. (1991). The fundamentals of flotation deinking in comparison to

mineral flotation, 1<sup>er</sup> forum de recherche sur le recyclage (prétiré), Toronto, Canada, 161-167.

SHAFIEI, S. (2002). Optimisation de réseaux d'échanges de masse par algorithmes génétiques : application aux procédés papetiers. Thèse de doctorat, Institut National Polytechnique de Toulouse, en cotutelle avec École Polytechnique de Montréal, Canada.

SHAFIEI, S., DAVIN, A., STUART, P.R. et PARIS, J. (2003 a). From thermal pinch analysis to mass exchange networks, International Conference on Chemical Technology of Wood, Pulp & Paper, Bratislava, Slovaquie.

SHAFIEI, S., DOMENECH, S., KOTELES, R. et PARIS, J. (2003 b). System closure to an integrated newsprint mill, practical application of the genetic algorithm. Pulp & Paper Canada (soumis).

SMOOK, G.A. (1989). Overview of the pulp and paper industry from a chemical industry perspective. Journal of Chemical Technology and Biotechnology, 45, 15-27.

SMOOK, G.A. (1992). Handbook for Pulp & Paper Technologists, 2<sup>e</sup> ed., ch.14, Angus Wilde Publications, Vancouver, Canada.

SUESS, H.U., DEL GROSSO, M. et HOPF, B. (2001). The effect of pH and different alkalization sources on brightness in flotation deinking, Rapport, Degussa Peroxyde Ltd., Morrinsville, Nouvelle Zélande.

SUESS, H.U., N. NIMMENFROH, B. HOPF, (1995). Bleaching of wastewater pulps chances and limitations, 4th Pira Wastepaper Conf.

TAKANORI, M. (1998). Optimization of paper machine wet-end neutral, PCC filled

newsprint” Proceedings TAPPI Coating/Paper Making Conference.

TAYLOR, R. et MORRISON, C. (1999). The effects of various chelating agents on FAS bleaching efficiency, for brightening of secondary fiber in a flotation deinking process, TAPPI Recycling Symposium proceedings, Atlanta, Etats-Unis, 2, 357-372.

The Paper Task Force (2002). White paper no. 3, lifecycle environmental comparison: virgin paper and recycled paper-based systems, 11-12.

VALTONEN, M. (2001). The environmental and economical impacts of different waste paper collection rates – A case study of the finnish and british pulp and paper industry. Rapport, Université de Jyväskylä, Finlande.

VISWANATHAN, J. et GROSSMANN, I.E. (1990). A combined penalty function an outer approximation method for MINLP optimization. Computer and Chemical Engineering, 14, (7), 769-782.

WALOSIK, S. (1999). Gestion de l'eau dans le procédé de désencrage : problématique et étude de cas, Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal, Canada.

WOODTLI, H., et NEHM, F. (1998). A life cycle assessment of the production of daily newspaper and weekly magazine, Rapport, Axel Springer Verlag AG, Hambourg, Allemagne.

YORDAN, J.L., KORTMEYER, J., YILDIRIM, I. et YOON, R-H.. (2001). Studies of the interactions between talc and microstickies during paper recycling , 6<sup>e</sup> forum de recherche sur le recyclage (prétiré), Magog, Canada, 119-123.



ZHU, S., TOMBERLIN, D. et BUONGIORNO, J. (1998). Global forest products consumption, production, trade and prices: global forest products model projections to 2010, Rapport, Department of Forest Ecology and Management, University of Wisconsin, États-Unis.

Références sur Internet:

Association canadienne des produits forestiers (anciennement l'association canadienne des pâtes et papier) : [www.cppa.org](http://www.cppa.org)

<http://www.cppa.org/francais/news/public.htm>

Conseil des produit des pâtes et papier : [http://www.pppc.org/en/1\\_0/index.html](http://www.pppc.org/en/1_0/index.html)

Environmental Investigation Agency: [www.eia-international.org](http://www.eia-international.org)

FAOSTAT (organisation des nations unies pour l'alimentation et l'agriculture):

<http://apps.fao.org/default.htm>

<http://apps.fao.org/page/form?collection=Forestry.Derived&Domain=Forestry&servlet=1&language=EN&hostname=apps.fao.org&version=default>

Kruger: [www.kruger.com](http://www.kruger.com)

[http://www.kruger.com/Francais/company/Company\\_Organization\\_F.html](http://www.kruger.com/Francais/company/Company_Organization_F.html)

National Association of Paper Merchants: [www.napm.org.uk](http://www.napm.org.uk)

<http://www.napm.org.uk/paperuse.htm>

Pan American Environmental: [www.panamenv.com](http://www.panamenv.com)

[www.panamenv.com/dissolved-air-flotation-theory.html](http://www.panamenv.com/dissolved-air-flotation-theory.html)

## ANNEXES

## Annexe A. Spécifications du modèle du procédé

Tableau A.1 Classification de la provenance des spécifications

Source	Signification
Arb	donnée fixée arbitrairement
Dia	donnée provenant des diagrammes de procédé et de contrôle datant d'octobre 2000
DSC	donnée du rapport du système de contrôle
SW	donnée provenant de l'annexe 5 du mémoire de maîtrise de Walosik (1999)
TL	valeur type spécifiée sur les tests de laboratoire
Usi	donnée obtenue verbalement des opérateurs de l'usine de recyclage

Tableau A.2 Spécification pour la modélisation du procédé

Caractéristiques de l'eau fraîche	Source	Valeur	Unités
consistance	SW	0	%
matières dissoutes	SW	93	mg/L
ion Na <sup>+</sup>	SW	10	ppm
ion Ca <sup>2+</sup>	SW	9	ppm
ion Al <sup>3+</sup>	SW	0,5	ppm

Caractéristiques de l'eau blanche de machine à papier	Source	Valeur	Unités
consistance	SW	0,18	%ODC
matières dissoutes	SW	3000	mg/l
ion Na <sup>+</sup>	SW	174	ppm
ion Ca <sup>2+</sup>	SW	97	ppm
ion Al <sup>3+</sup>	SW	2	ppm

Caractéristiques du papier à recycler	Source	Valeur	Unités
humidité du papier	SW, Dia	90	%

matière dissoutes	SW	130000	mg/l
ion Na <sup>+</sup>	SW	1220	ppm
ion Ca <sup>2+</sup>	SW	0	ppm
ion Al <sup>3+</sup>	SW	230	ppm

Produits chimiques	Source	Valeur	Unités
TRITURATEUR			
silicate (SiSO <sub>4</sub> )	Usi	0,26	% (T/TSF)
peroxyde (H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> )	Usi	0,62 à 1	% (T/TSF)
Hydroxyde de sodium (NaOH)	Usi	0,61	% (T/TSF)
pH à la sortie du tritrateur à tambour	DSC	8,5	
FLOTTAISON			
surfactant (savon de graisse animale) à 0,5 % de concentration	Usi	0,0011	L/L alim
Chlorure de calcium (CaCl <sub>2</sub> ) à 35 % massique de concentration	Dia	0,4	% (T/TSF)
CLARIFICATEUR DE PROCÉDÉ			
Polymère floculant	Usi	2	ppm
Polymère floculant	Usi	10	l/min
CLARIFICATEUR D'EFFLUENT			
Polymère floculant	Usi	3	ppm
Polymère floculant	Usi	1,7	l/min
CONDITIONNEMENT DE LA PÂTE			
Acide sulfurique (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	Usi	5	pH

Trituration	Source	Valeur	Unités
TRITURATEUR TAMBOR			
quantité de papier au tritrateur	Dia	524,25	TMSF/J
eau de la pompe d'eau de dilution section			
trituration	Dia	9265	l/min
dilution à l'entrée du tritrateur	Dia	à 17,92	%ODC
dilution aux douches du tritrateur	Dia	à 4,054	%ODC
taux de rejet massique du tritrateur	Dia	1,47%	
indice d'épaississement des rejets du tritrateur	Dia	4,93	

### CUVIERS DE VIDANGE

ratio du débit au cuvier de vidange 1 sur le débit  
sortant du tritrateur

Dia 0,5

### RESERVOIR ALIMENTATION CONTINUE

ratio du débit de la ligne 1 sur le débit sortant du  
cuvier d'alimentation

Dia 0,472

Ligne 1	Source	Valeur	Unités
<b>ÉPURATEUR HAUTE DENSITÉ</b>			
dilution du cuvier de réserve du filtre a disque no1	SW*	à 3,8	%ODC
taux de rejet massique à l'épurateur HD	SW	0,3	%
indice d'épaississement des rejet de l'épurateur HD	SW	0,5	
recirculation d'acceptés vers le cuvier d'alimentation continue	Dia	727	l/min
<b>TAMIS A TROUS PRIMAIRE</b>			
taux de rejets massique du tamis primaire à trous	SW	13,1	%
indice d'épaississement des rejet du tamis primaire à trous	SW	1,48	
<b>TAMIS A TROUS SECONDAIRE</b>			
débit de pâte au tamis secondaire à trous (dilution du filtre a disque no1)	SW*	730	l/min
taux de rejet massique du tamis secondaire à trous	SW	8,5	%
indice d'épaississement des rejets du tamis secondaire à trous	SW	1,4	
recirculation d'acceptés vers le cuvier d'alimentation continue	Dia	208	l/min
<b>TAMIS A RAINURE PRIMAIRE</b>			
dilution du filtre a disque no1	SW	à 2,3	%ODC
taux de rejet massique du tamis primaire à rainures	SW	6,9	%
indice d'épaississement des rejets du tamis primaire à rainures	SW	1,04	
<b>TAMIS A RAINURE SECONDAIRE</b>			
débit de pâte au tamis secondaire à rainures	SW*	1000	l/min
taux de rejet massique du tamis secondaire à	SW	5	%

rainures

indice d'épaississement des rejets du tamis  
secondaire à rainures

SW 1,4

## TAMIS A RAINURE TERTIARE

débit de pâte au tamis tertiaire à rainures  
taux de rejet massique du tamis secondaire à  
rainures

Arb 200 l/min

Arb 5 %

indice d'épaississement des rejets du tamis  
secondaire à rainures

Arb 1,4

## CELLULES DE FLOTTAISON

dilution du cuvier d'eau pauvre filtre a disque no1  
taux de rejet massique de la cellule de flottaison  
no.1

TL à 1,3 %ODC

SW 2,5 %

indice d'épaississement des rejets de la cellule de  
flottaison no.1

SW 2,2

taux de rejet massique de la cellule de flottaison  
no.2

SW 3,5 %

indice d'épaississement des rejets de la cellule de  
flottaison no.2

SW 4

## EPURATEURS PRIMAIRES

débit de pâte du cuvier des épurateurs primaires  
de la ligne 2

Dia 15,29 %

dilution du cuvier d'eau clarifiée

TL à 0,9 %ODC

taux de rejet massique des épurateurs primaires

SW 14,5 %

indice d'épaississement des rejets des épurateurs  
primaires

SW 1,17

## EPURATEURS SECONDAIRES

dilution du cuvier d'eau clarifiée

SW\* 2860 l/min

taux de rejet massique des épurateurs secondaires

SW 6,7 %

indice d'épaississement des rejets des épurateurs  
secondaires

SW 2,67

## TAMIS A RAINURES FINES PRIMAIRES

taux de rejet massique des tamis primaires à  
rainures fines

SW 20 %

indice d'épaississement des rejets des tamis  
primaires à rainures fines

SW 1,32

## TAMIS SECONDAIRE A RAINURES FINES

débit de pâte au tamis secondaire à rainures fines	SW*	7275	l/min
taux de rejet massique du tamis secondaire à rainures fines	SW	14,8	%
indice d'épaississement des rejets du tamis secondaires à rainures fines	SW	1,07	
TAMIS TERTIAIRE A RAINURES FINES			
débit de pâte au tamis tertiaire à rainures fines	SW*	1270	l/min
taux de rejet massique du tamis tertiaire à rainures fines	SW	9	%
indice d'épaississement des rejets du tamis tertiaires à rainures fines	SW	1,21	
EPURATEURS INVERSES PRIMAIRES			
taux d'accepté massique des épurateurs inverses primaires	SW	86,5	%
indice d'épaississement des acceptés des épurateurs inverses primaires	SW	1,09	
EPURATEURS INVERSES SECONDAIRES			
dilution (???) <i>aucune dilution indiquée sur le schéma général de l'écoulement</i>	Arb	0	l/min
taux d'accepté massique des épurateurs inverses secondaires	SW	86,5	%
indice d'épaississement des acceptés des épurateurs inverses secondaires	SW	1,08	
FILTRE DES RINCEURS DES LAVEURS			
débit d'eau clarifiée aux filtres des rinceurs	Arb	4509	l/min
consistance de l'eau filtrée	Arb	0,005	%
LAVEURS			
débit d'eau de lavage (du cuvier d'eau clarifiée)	SW*	3125	l/min
consistance de la pâte à la sortie des laveurs	SW	4,23	%ODC
consistance du filtrat des laveurs	SW	0,09	%ODC
LAVEUR EPAISSISSEUR A TOILE			
débit d'eau de lavage (du cuvier d'eau clarifiée)	Arb	1339	l/min
proportion du courant de pâte de la ligne 1 envoyé à l'épaississeur à toile	Arb	30	%
consistance de la pâte à la sortie du laveur	TL	12	%ODC
consistance du filtrat du laveur	TL	0,25	%ODC

**DRAINEURS A VIS**

consistance de la pâte à la sortie des draineurs à vis	SW	12	%ODC
consistance du filtrat des draineurs à vis	SW	0,5	%ODC

**CLARIFICATEUR DE PROCEDE**

taux de rejet massique du clarificateur de procédé	SW	83	%
consistance des rejets du clarificateur de procédé	SW	3	%ODC

<b>Ligne 2</b>	<b>Source</b>	<b>Valeur</b>	<b>Unités</b>
<b>ÉPURATEURS HAUTE DENSITÉ</b>			
dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-965-1 EAP)	Dia	1100	l/min
taux de rejet massique	Dia	0,05	%
indice d'épaississement des rejets	Dia	0,6	
% de débit d'acceptés recirculé vers l'alimentation des épurateurs HD	Dia	15	%
<b>TAMIS PRIMAIRE A TROUS</b>			
dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-965-1 EAP)	Dia	500	l/min
dilution de la pompe d'eau fraîche	Dia	49	l/min
taux de rejet massique	Dia	17	%
indice d'épaississement des rejets	Dia	0,88	
<b>TAMIS SECONDAIRE A TROUS</b>			
dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-965-1 EAP)	Arb	142	l/min
taux de rejets légers massique	Dia	4,4	%
indice d'épaississement des rejets légers	Dia	1,2	
taux de rejets lourds massique	Dia	0,3	%
indice d'épaississement des rejets lourds	Dia	2	
% de débit d'acceptés recirculé vers l'alimentation des épurateurs HD	Dia	95	%
<b>CELLULE DE MÉLANGE</b>			
dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-965-1 EAP)	Dia; TL	à 1,15	%ODC
débit de pâte de la pompe d'alimentation de la cell.flot 1 (3714-311-1 EB)	Dia	2667	l/min

consistance de l'eau des douches (3720-302-1 EAP + eau fraîche)	Dia	0,03	%ODC
<b>CELLULES PRIMAIRES</b>			
taux de rejet massique (sans compter l'eau des douches)	Dia	5,79	%
indice d'épaississement des rejets (sans compter l'eau des douches)	Dia	1,27	
débit d'eau aux douches des cellules	Dia	750	l/min
<b>CELLULE SECONDAIRE</b>			
taux de rejet massique (sans compter l'eau des douches)	Dia	27,55	%
indice d'épaississement des rejets (sans compter l'eau des douches)	Dia	1,43	
débit d'eau aux douches de la cellule	Dia	150	l/min
% de débit d'acceptés recirculé vers l'alimentation de la cellule de mélange	Dia	15,46	%
<b>CUVIER D'ALIMENTATION</b>			
pourcentage de pâte à la sortie allant vers les épurateurs de la ligne 2	Dia	15,29	%
<b>ÉPURATEURS PRIMAIRES</b>			
taux de rejets légers massique	Dia	4	%
indice d'épaississement des rejets légers	Dia	0,33	
taux de rejets lourds massique	Dia	20	%
indice d'épaississement des rejets lourds	Dia	2,5	
dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-302-1 EAP)	Dia ; TL	à 0,82	%ODC
<b>ÉPURATEURS SECONDAIRES</b>			
taux de rejet massique	Dia	22	%
indice d'épaississement des rejets	Dia	2,75	
dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-965-1 EAP)	Dia	4235	l/min
<b>ÉPURATEURS TERTIAIRES</b>			
taux de rejet massique	Dia	24	%
indice d'épaississement des rejets	Dia	3,42	
dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-965-1 EAP)	Dia	1594	l/min



## ÉPURATEURS QUATERNAIRES

taux de rejet massique (sans compter la dilution)	Dia	28	%
indice d'épaississement des rejets (sans compter la dilution)	Dia	0,84	
dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-302-1 EAP)	Dia	363	l/min

## ÉPURATEURS INVERSES

taux de rejet massique	Dia	5	%
indice d'épaississement des rejets	Dia	0,52	
dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-965-1 EAP)	Dia	848	l/min

## TAMIS PRIMAIRES A RAINURES FINES

taux de rejet massique	Dia	21	%
indice d'épaississement des rejets	Dia	1,67	
eau fraîche	Dia	7,56	l/min
taux de recirculation d'accepté vers le cuvier d'alimentation	Dia	10	%

## TAMIS SECONDAIRE A RAINURES FINES

taux de rejet massique	Dia	23	%
indice d'épaississement des rejets	Dia	1,69	
dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-965-1 EAP)	Dia	3224	l/min
eau fraîche	Dia	3,78	l/min

## TAMIS TERTIAIRE A RAINURES FINES

taux de rejet massique	Dia	28,2	%
indice d'épaississement des rejets	Dia	1,8	
dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-965-1 EAP)	Dia	1908	l/min
eau fraîche	Dia	3,78	l/min

## FILTRE DES RINCEURS DU FILTRE A DISQUES 1 ET DE LA PRESSE A BANDES

débit d'eau au filtre des rinceurs	SW	3030	l/min
consistance de l'eau à la sortie du filtre des rinceurs	SW	0,005	%ODC

## FILTRE A DISQUES 1

pourcentage du débit de pâte allant vers le filtre à disque 1	Dia	40	%
---	-----	----	---

consistance de la pâte sortante	Dia	8	%
consistance de l'eau pauvre	Dia	0,04	%ODC
consistance de l'eau claire	Arb	0,025	%ODC
débit d'eau aux rinceurs	SW	2400	l/min

#### FILTRE DES RINCEURS DU FILTRE A DISQUES 2

débit d'eau au filtre des rinceurs	SW	2323	l/min
consistance de l'eau à la sortie du filtre des rinceurs	SW	0,005	%ODC

#### FILTRE A DISQUES 2

consistance de la pâte sortante	Dia	8	%
consistance de l'eau pauvre	Dia	0,04	%ODC
consistance de l'eau claire	Dia	0,025	%ODC
débit d'eau aux rinceurs	Dia	2300	l/min

#### CUVIER D'EAU BLANCHE

débit d'eau du cuvier de réserve	Dia	10290	l/min
----------------------------------	-----	-------	-------

#### PRESSES A VIS

consistance de la pâte sortante	Arb	0,5	%
consistance de l'eau sortante	Arb	30	%

#### PRESSE A BANDES

proportion du courant de pâte du cuvier H.C			
envoyé à la presse à bandes	Arb	33,33	%
dilution à la presse a bandes	SW	600	l/min
consistance de la pâte à la sortie du presse à bande	SW	30	%ODC
consistance du filtrat à la sortie du presse à bande	SW	0,2	%ODC

Stockage et conditionnement de la pâte	Source	Valeur	Unités
CUVIER A HAUTE CONCENTRATION			
alimentation du filtre à disque no1	Dia	109	TMSF/J
taux d'alimentation de la colonne à haute concentration	Arb	0	%
COLONNE HAUTE CONCENTRATION			
dilution d'eau blanche riche (de la machine à papier)	TL	à 10	%ODC

## CUVIER DE TRANSFERT No 2

dilution d'eau blanche riche (de la machine à papier)

SW, TL à 4,4 %ODC

Traitement des effluents	Source	Valeur	Unités
<b>TRAPPES A SABLES</b>			
taux de rejet massique	Dia	66,67	%
indice d'épaississement des rejets	Arb	14,13	
<b>COMPACTEURS DES REJETS SOLIDES</b>			
taux de rejet massique	Dia	99,43	%
indice d'épaississement des rejets	Arb	5,35	
<b>TAMIS INCLINE D'EFFLUENT</b>			
taux de décharge des boues à la sortie de la plaque incliné	SW	82	%
consistance des boues de la plaque inclinée	SW	4	%ODC
<b>FILTRE DES RINCEURS DE LA PRESSE A BOUES</b>			
débit d'eau au filtre des rinceurs	Arb	606	l/min
consistance de l'eau à la sortie du filtre des rinceurs	Arb	0,005	%ODC
<b>PRESSES DES BOUES ET EPAISSISSEUR DES BOUES</b>			
débit d'eau aux rinceurs	Arb	600	l/min
consistance des boues	TL	47	%ODC
consistance du filtrat	SW	0,35	%ODC
<b>CLARIFICATEUR DES EFFLUENTS</b>			
consistance de l'eau d'alimentation au clarificateur d'effluent	TL	0,06	%ODC
consistance de l'eau à la sortie du clarificateur d'effluent	TL	0,02	%ODC
consistance des rejets du clarificateur des effluents	SW	3	%ODC

## Annexe B : Schéma de la simulation

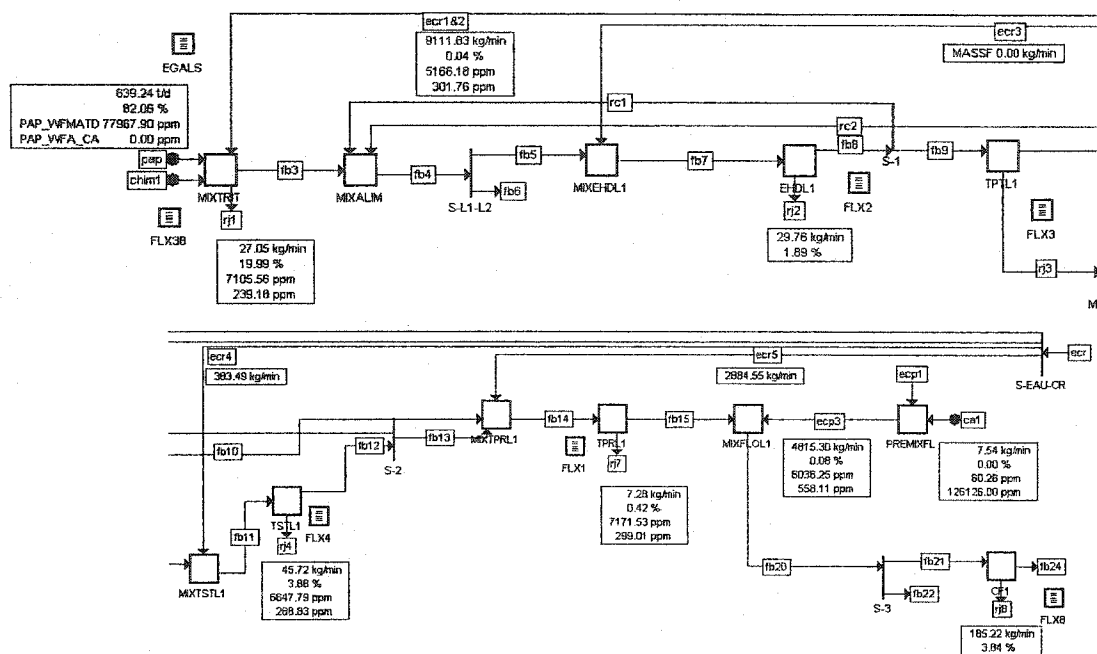


Figure B.1 Trituration et nettoyage grossier Ligne 1

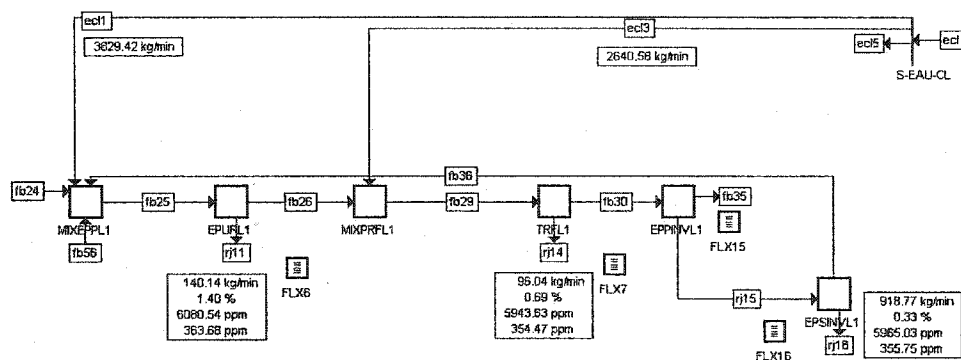


Figure B.2 Nettoyage fin Ligne 1



Figure B.6 Epaississement Ligne 2 et conditionnement de la pâte

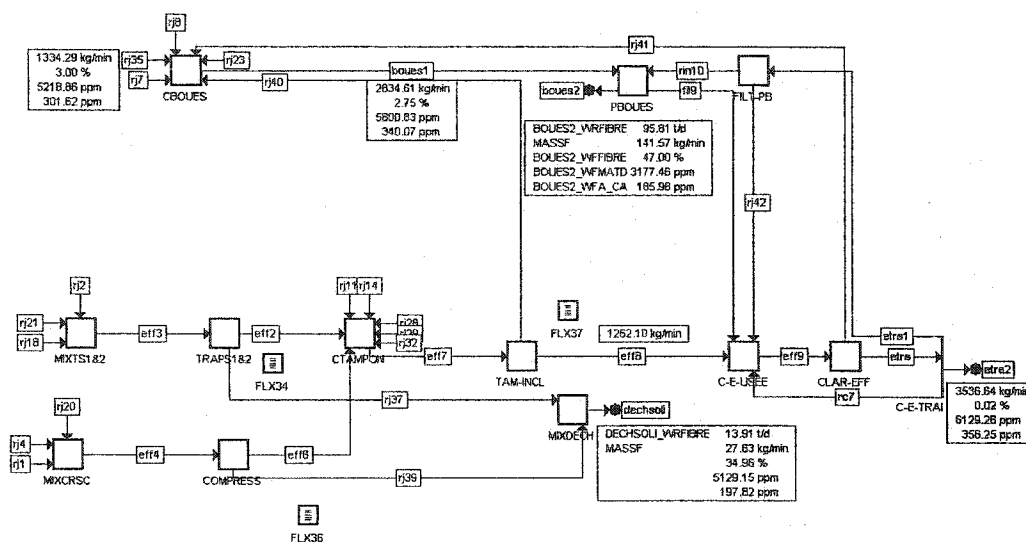


Figure B.7 Traitement secondaire des rejets

## Annexe C : Résultats de la simulation

Tableau C.1 Signification des variables

VARIABLE	SIGNIFICATION
T	Température d'un courant
P	Pression d'un courant
DP	Perte de charge dans une unité
VOLF	Débit volumique d'un courant
MASSF	Débit massique d'un courant
FRAC...	Taux de partage d'un courant divisé
WF...	Fraction massique d'un composé dans un courant
WR...	Débit massique d'un composé dans un courant
CC...	Concentration d'un composé dans un courant
DENSITY	Densité d'un courant
VAR1	Indice d'épaississement des rejets d'une unité
VAR2	Taux de rejet massique des rejets d'une unité

Tableau C.2 Composition des courants

VARIABLE	SIGNIFICATION
A_CA	Ions calcium
AL	Ions aluminium
NA	Ions sodium
SI	Ions silicate
FIBRE	Solides en suspension
MATD	Matières dissoutes
H2O	Eau

Tableau C.3 Valeurs simulées des variables du procédé

FLUX	VARIABLE	VALEUR	UNITE	FLUX	VARIABLE	VALEUR	UNITE
BOUES1	P	1.4	bar	FB58	WFFIBRE	0.763447	%
BOUES1	WFA_CA	340.075	ppm	FB58	WRFIBRE	3.40727	kg/s
BOUES1	WFFIBRE	2.75435	%	FB59	P	1.4	bar
BOUES1	WFMATD	5800.83	ppm	FB59	T	47.9695	C
BOUES2	CCMATD	3.98431	g/l	FB59	WFAL	15.9368	ppm
BOUES2	T	48.1635	C	FB59	WFA_CA	381.44	ppm
BOUES2	WFAL	7.78702	ppm	FB59	WFFIBRE	0.772411	%
BOUES2	WFA_CA	185.983	ppm	FB59	WFH2O	98.5154	%
BOUES2	WFFIBRE	47	%	FB59	WFMATD	6345.24	ppm
BOUES2	WFH2O	52.6439	%	FB59	WFNA	348.111	ppm
BOUES2	WFMATD	0.317746	%	FB59	WFSI	30.9032	ppm
BOUES2	WFNA	175.086	ppm	FB59	WRFIBRE	292.022	t/d



BOUES2	WFSI	14.9393	ppm	FB5	P	1.4	bar
BOUES2	WRFIBRE	95.8113	t/d	FB5	T	47.0251	C
C-E-TRAI	DP	0	bar	FB5	VOLF	4781.75	l/min
CA1	CCMATD	7.25E-02	g/l	FB5	WRFIBRE	269.718	t/d
CA1	DENSITY	0.99713	D25/4	FB5	WRH2O	78.7659	kg/s
CA1	MASSF	7.53803	kg/min	FB68	P	1.4	bar
CA1	P	1.4	bar	FB68	WFFIBRE	0.649295	%
CA1	T	50	C	FB68	WRFIBRE	294.883	t/d
CA1	VOLF	7.10488	l/min	FB6	P	1.4	bar
CA1	WFAL	0.5	ppm	FB6	T	47.0251	C
CA1	WFA_CA	126126	ppm	FB6	VOLF	5349.12	l/min
CA1	WFFIBRE	0	%	FB6	WFAL	22.3587	ppm
CA1	WFH2O	87.3703	%	FB6	WFA_CA	287.672	ppm
CA1	WFMATD	60.277	ppm	FB6	WFFIBRE	3.77669	%
CA1	WFNA	10	ppm	FB6	WFH2O	0.952915	-
CA1	WFSI	0	ppm	FB6	WFMATD	8503.01	ppm
CA1	WRA_CA	1.37016	t/d	FB6	WFNA	461.119	ppm
CA1	WRH2O	0.109767	kg/s	FB6	WFSI	44.42	ppm
CA2	CCMATD	7.25E-02	g/l	FB6	WRFIBRE	301.72	t/d
CA2	DENSITY	0.99713	D25/4	FB6	WRH2O	88.1117	kg/s
CA2	MASSF	10.3903	kg/min	FB74	CCMATD	6.62543	g/l
CA2	P	1.4	bar	FB74	DENSITY	0.99713	D25/4
CA2	T	50	C	FB74	P	1.4	bar
CA2	VOLF	9.79339	l/min	FB74	T	48.0053	C
CA2	WFAL	0.5	ppm	FB74	VOLF	30291.6	l/min
CA2	WFA_CA	126126	ppm	FB74	WFAL	15.6953	ppm
CA2	WFFIBRE	0	%	FB74	WFA_CA	376.031	ppm
CA2	WFH2O	87.373	%	FB74	WFFIBRE	0.644398	%
CA2	WFMATD	60.2769	ppm	FB74	WFNA	343.937	ppm
CA2	WFNA	10	ppm	FB74	WFSI	30.3928	ppm
CA2	WFSI	0	ppm	FB75	DENSITY	0.99713	D25/4
CA2	WRA_CA	1.8882	t/d	FB75	VOLF	12116.6	l/min
CA2	WRH2O	9.07834	kg/min	FB76	DENSITY	0.99713	D25/4
CHIM1	CCMATD	7.25E-02	g/l	FB76	VOLF	18174.9	l/min
CHIM1	DENSITY	0.99713	D25/4	FB77	DENSITY	0.99713	D25/4
CHIM1	MASSF	10.2084	kg/min	FB77	T	48.0828	C
CHIM1	P	1.4	bar	FB77	VOLF	714.051	l/min
CHIM1	T	50	C	FB77	WFAL	13.7022	ppm
CHIM1	VOLF	10	l/min	FB77	WFA_CA	328.89	ppm
CHIM1	WFAL	0	ppm	FB77	WFFIBRE	10	%
CHIM1	WFA_CA	0	ppm	FB77	WFH2O	89.3832	%
CHIM1	WFFIBRE	0	%	FB77	WFNA	302.143	ppm
CHIM1	WFH2O	85.3849	%	FB77	WFSI	26.4568	ppm
CHIM1	WFMATD	58.9014	ppm	FB77	WRFIBRE	108.667	t/d
CHIM1	WFNA	125148	ppm	FB78	DENSITY	0.99713	D25/4
CHIM1	WFSI	20944.2	ppm	FB78	T	48.0053	C
CHIM1	WRNA	1.83968	t/d	FB78	VOLF	1074.32	l/min
CHIM1	WRSI	0.307882	t/d	FB78	WFAL	14.2174	ppm
CLA1	DENSITY	0.99713	D25/4	FB78	WFA_CA	340.623	ppm
CLA1	DENSITY	1021.26	kg/m3	FB78	WFFIBRE	10	%
CLA1	MASSF	7047.63	kg/min	FB78	WFH2O	89.3631	%
CLA1	T	48.0828	C	FB78	WFNA	311.551	ppm
CLA1	VOLF	6900.95	l/min	FB78	WFSI	27.5309	ppm
CLA1	WFAL	15.2208	ppm	FB7	WFFIBRE	3.77669	%
CLA1	WFA_CA	365.342	ppm	FB7	WRFIBRE	269.718	t/d
CLA1	WFFIBRE	2.50E-02	%	FB81	DENSITY	0.99713	D25/4

CLA1	WFH2O	99.2898	%	FB81	VOLF	2837.57	l/min
CLA1	WFMATD	6106.14	ppm	FB81	WFFIBRE	10	%
CLA1	WFNA	335.63	ppm	FB84	T	48.2875	C
CLA1	WFSI	29.3891	ppm	FB84	VOLF	490.31	l/min
CLA1	WRH2O	116.626	kg/s	FB84	WFAL	9.56324	ppm
CLA2	DENSITY	0.99713	D25/4	FB84	WFA_CA	231.961	ppm
CLA2	MASSF	9908.06	kg/min	FB84	WFFIBRE	30	%
CLA2	T	48.0053	C	FB84	WFH2O	69.558	%
CLA2	VOLF	9699.84	l/min	FB84	WFNA	217.793	ppm
CLA2	WFAL	15.7931	ppm	FB84	WFSI	18.2333	ppm
CLA2	WFA_CA	378.375	ppm	FB86	CCMATD	4.84715	g/l
CLA2	WFFIBRE	2.50E-02	%	FB86	P	1.4	bar
CLA2	WFH2O	99.2675	%	FB86	WFAL	10.7565	ppm
CLA2	WFMATD	6304.39	ppm	FB86	WFA_CA	263.007	ppm
CLA2	WFNA	346.081	ppm	FB86	WFFIBRE	4.4	%
CLA2	WFSI	30.5823	ppm	FB86	WFMATD	4529.86	ppm
CLA2	WRH2O	163.925	kg/s	FB86	WFNA	251.986	ppm
CLA3	P	1.4	bar	FB86	WFSI	20.1752	ppm
CLA3	T	48.4743	C	FB86	WRFIBRE	241.882	t/d
CLA3	WRH2O	360.562	kg/s	FB87	P	1.4	bar
CLA4	P	1.4	bar	FB89	WFA_CA	309.383	ppm
CLA4	T	48.0047	C	FB89	WFFIBRE	10	%
CLA5	WFFIBRE	2.72E-02	%	FB89	WFMATD	5252.88	ppm
CLA7	CCMATD	5.38639	g/l	FB89	WRFIBRE	182.178	t/d
CLA7	DENSITY	0.99713	D25/4	FB8	T	47.0251	C
CLA7	MASSF	3091.19	kg/min	FB8	WFAL	22.3561	ppm
CLA7	P	1.4	bar	FB8	WFA_CA	287.638	ppm
CLA7	T	48.4743	C	FB8	WFH2O	95.2802	%
CLA7	VOLF	3030	l/min	FB8	WFNA	461.064	ppm
CLA7	WFAL	12.3399	ppm	FB8	WFSI	44.4148	ppm
CLA7	WFA_CA	299.729	ppm	FB9	WFFIBRE	3.78809	%
CLA7	WFFIBRE	2.72E-02	%	FB9	WRFIBRE	227.776	t/d
CLA7	WFMATD	5108.15	ppm	FD1	DENSITY	0.99713	D25/4
CLA7	WFNA	283.019	ppm	FD1	VOLF	3030	l/min
CLA7	WFSI	23.3831	ppm	FD2	DENSITY	0.99713	D25/4
CLA8	CCMATD	6.65279	g/l	FD2	VOLF	2323	l/min
CLA8	DENSITY	0.99713	D25/4	FIL1	DENSITY	0.99713	D25/4
CLA8	MASSF	2372.87	kg/min	FIL1	MASSF	13478.6	kg/min
CLA8	P	1.4	bar	FIL1	T	48.238	C
CLA8	T	48.0047	C	FIL1	VOLF	13200.6	l/min
CLA8	VOLF	2323	l/min	FIL1	WFAL	14.0609	ppm
CLA8	WFAL	15.7931	ppm	FIL1	WFA_CA	338.438	ppm
CLA8	WFA_CA	378.375	ppm	FIL1	WFFIBRE	9.00E-02	%
CLA8	WFFIBRE	2.50E-02	%	FIL1	WFH2O	99.2704	%
CLA8	WFMATD	6304.39	ppm	FIL1	WFMATD	5701.76	ppm
CLA8	WFNA	346.081	ppm	FIL1	WFNA	314.288	ppm
CLA8	WFSI	30.5823	ppm	FIL1	WFSI	26.9753	ppm
DECHSOL I	CCMATD	6.14031	g/l	FIL2	DENSITY	0.99713	D25/4
DECHSOL I	WFAL	13.2931	ppm	FIL2	MASSF	6458.15	kg/min
DECHSOL I	WFA_CA	197.817	ppm	FIL2	T	48.238	C
DECHSOL I	WFFIBRE	34.957	%	FIL2	VOLF	6321.57	l/min
DECHSOL I	WFH2O	64.4784	%	FIL2	WFAL	14.0384	ppm

I							
DECHSOL	WFMATD	5129.15	ppm	FIL2	WFA_CA	337.896	ppm
I							
DECHSOL	WFNA	279.186	ppm	FIL2	WFFIBRE	0.25	%
I							
DECHSOL	WFSI	26.2139	ppm	FIL2	WFH2O	99.1115	%
I							
DECHSOL	WRFIBRE	13.9067	t/d	FIL2	WFMATD	5692.63	ppm
I							
EAU_FR-1	DP	0	bar	FIL2	WFNA	313.785	ppm
EBL11	DENSITY	0.99713	D25/4	FIL2	WFSI	26.9321	ppm
EBL11	MASSF	5284.22	kg/min	FIL2	WRH2O	106.679	kg/s
EBL11	T	48.1777	C	FIL3	DENSITY	0.99713	D25/4
EBL11	VOLF	5175.26	l/min	FIL3	MASSF	1437.5	kg/min
EBL1	DENSITY	0.99713	D25/4	FIL3	T	48.238	C
EBL1	MASSF	1123.16	kg/min	FIL3	VOLF	1405.91	l/min
EBL1	P	140	kPa	FIL3	WFAL	14.0032	ppm
EBL1	T	48.1777	C	FIL3	WFA_CA	337.049	ppm
EBL1	VOLF	1100	l/min	FIL3	WFFIBRE	0.5	%
EBL2	DENSITY	0.99713	D25/4	FIL3	WFH2O	98.8631	%
EBL2	MASSF	510.527	kg/min	FIL3	WFMATD	5678.36	ppm
EBL2	T	48.1777	C	FIL3	WFNA	312.998	ppm
EBL2	VOLF	500	l/min	FIL3	WFSI	26.8646	ppm
EBL3	DENSITY	0.99713	D25/4	FIL6	DENSITY	0.99713	D25/4
EBL3	MASSF	0.992963	kg/min	FIL6	MASSF	1788.03	kg/min
EBL3	T	48.1771	C	FIL6	P	1.4	bar
EBL3	VOLF	0.972489	l/min	FIL6	T	48.2875	C
EBL4B	DENSITY	0.98907	D25/4	FIL6	VOLF	1749.8	l/min
EBL4B	MASSF	11849.9	kg/min	FIL6	WFAL	13.614	ppm
EBL4B	T	48.1792	C	FIL6	WFA_CA	330.213	ppm
EBL4B	VOLF	11605.2	l/min	FIL6	WFFIBRE	0.35	%
EBL4B	WFA_CA	460.466	ppm	FIL6	WFMATD	5611.92	ppm
EBL4B	WFFIBRE	3.76E-02	%	FIL6	WFNA	310.044	ppm
EBL4B	WFMATD	5879.46	ppm	FIL6	WFSI	25.9564	ppm
EBL4	DENSITY	0.99713	D25/4	FIL6	WRH2O	29.5088	kg/s
EBL4	MASSF	11839.5	kg/min	FIL7	P	1.4	bar
EBL4	T	48.1777	C	FIL7	T	48.2875	C
EBL4	VOLF	11595.4	l/min	FIL7	WFAL	13.614	ppm
EBL4	WFFIBRE	3.76E-02	%	FIL7	WFA_CA	330.213	ppm
EBL5	DENSITY	0.99713	D25/4	FIL7	WFFIBRE	0.35	%
EBL5	MASSF	732.364	kg/min	FIL7	WFNA	310.044	ppm
EBL5	T	48.1771	C	FIL7	WFSI	25.9564	ppm
EBL5	VOLF	717.263	l/min	FIL7	WRH2O	14.7544	kg/s
EBL6	DENSITY	0.99713	D25/4	FIL8	P	1.4	bar
EBL6	MASSF	8168.94	kg/min	FIL9	CCAL	1.55E-02	g/l
EBL6	T	48.1777	C	FIL9	CCA_CA	0.369339	g/l
EBL6	VOLF	8000.5	l/min	FIL9	CCFIBRE	3.69674	g/l
EBL_0	CCMATD	6.20838	g/l	FIL9	CCH2O	1045.44	g/l
EBL_0	DENSITY	0.99713	D25/4	FIL9	CCMATD	6.31004	g/l
EBL_0	P	1.4	bar	FIL9	CCNA	0.347699	g/l
EBL_0	T	48.1771	C	FIL9	CCSI	2.97E-02	g/l
EBL_0	VOLF	27089.4	l/min	FIL9	T	48.1635	C
EBL_0	WFAL	14.5349	ppm	FIL9	WFAL	14.6411	ppm
EBL_0	WFA_CA	350.118	ppm	FIL9	WFA_CA	349.683	ppm
EBL_0	WFFIBRE	3.76E-02	%	FIL9	WFFIBRE	0.35	%
EBL_0	WFMATD	5884.57	ppm	FIL9	WFH2O	98.9804	%

EBL_0	WFNA	324.075	ppm	FIL9	WFMATD	0.597422	%
EBL_0	WFSI	27.937	ppm	FIL9	WFNA	329.194	ppm
EBL	CCMATD	6.20838	g/l	FIL9	WFSI	28.0887	ppm
EBL	DENSITY	0.99713	D25/4	FLX15	VAR1	1.09	-
EBL	P	1.4	bar	FLX15	VAR2	0.865	-
EBL	T	48.1771	C	FLX16	VAR1	1.08	-
EBL	VOLF	27089.4	l/min	FLX16	VAR2	0.865	-
EBL	WFAL	14.5349	ppm	FLX17	VAR1	0.6	-
EBL	WFA_CA	350.118	ppm	FLX17	VAR2	5.00E-04	-
EBL	WFFIBRE	3.76E-02	%	FLX18	VAR1	0.880011	-
EBL	WFMATD	5884.57	ppm	FLX18	VAR2	0.17	-
EBL	WFNA	324.075	ppm	FLX19	VAR1	1.2	-
EBL	WFSI	27.937	ppm	FLX19	VAR2	4.40E-02	-
ECL000	CCMATD	5.67253	g/l	FLX1	VAR1	0.196373	-
ECL000	DENSITY	0.99713	D25/4	FLX1	VAR2	1.99E-04	-
ECL000	VOLF	24452.4	l/min	FLX2	VAR1	0.5	-
ECL000	WFAL	12.6763	ppm	FLX2	VAR2	3.00E-03	-
ECL000	WFA_CA	310.848	ppm	FLX32	VAR1	0.83	-
ECL000	WFFIBRE	3.29E-02	%	FLX34	VAR1	14.13	-
ECL000	WFH2O	99.3647	%	FLX34	VAR2	0.6667	-
ECL000	WFMATD	5378.5	ppm	FLX36	VAR1	5.35	-
ECL000	WFNA	298.48	ppm	FLX36	VAR2	0.9943	-
ECL000	WFSI	23.871	ppm	FLX37	VAR1	0.82	-
ECL00	CCMATD	4.88097	g/l	FLX38	VAR1	5.87E-02	%
ECL00	DENSITY	0.99713	D25/4	FLX38	VAR2	0.35075	%
ECL00	T	48.6618	C	FLX39	VAR1	2	-
ECL00	VOLF	28484.3	l/min	FLX39	VAR2	3.00E-03	-
ECL00	WFAL	10.9603	ppm	FLX3	VAR1	1.48	-
ECL00	WFA_CA	268.308	ppm	FLX3	VAR2	0.131	-
ECL00	WFFIBRE	2.82E-02	%	FLX41	VAR1	2.4817	-
ECL00	WFH2O	99.453	%	FLX41	VAR2	5.32E-03	-
ECL00	WFMATD	4630.23	ppm	FLX4	VAR1	1.4	-
ECL00	WFNA	257.825	ppm	FLX4	VAR2	8.50E-02	-
ECL00	WFSI	20.5068	ppm	FLX5	VAR1	1.3281	-
ECL0	DENSITY	0.99713	D25/4	FLX5	VAR2	4.23E-02	-
ECL0	P	1.4	bar	FLX6	VAR1	1.6409	-
ECL0	VOLF	10854	l/min	FLX6	VAR2	1.15E-02	-
ECL1	DENSITY	0.99713	D25/4	FLX7	VAR1	0.918574	-
ECL1	MASSF	3829.4	kg/min	FLX7	VAR2	3.93E-03	-
ECL1	T	48.6623	C	FLX8	VAR1	2.95415	-
ECL1	VOLF	3755.46	l/min	FLX8	VAR2	5.91E-02	-
ECL1	WFMATD	4630.23	ppm	FLX9	VAR1	1.3992	-
ECL3	DENSITY	0.99713	D25/4	FLX9	VAR2	2.43E-02	-
ECL3	MASSF	2640.57	kg/min	PAP	CCMATD	127.736	g/l
ECL3	T	48.6623	C	PAP	CCAL	0.359125	g/l
ECL3	VOLF	2589.58	l/min	PAP	CCNA	1.90493	g/l
ECL3	WFA_CA	268.308	ppm	PAP	DENSITY	0.98907	D25/4
ECL3	WFMATD	4630.23	ppm	PAP	P	1.4	bar
ECL5	CCMATD	4.88097	g/l	PAP	T	15	C
ECL5	DENSITY	0.99713	D25/4	PAP	VOLF	284.303	l/min
ECL5	MASSF	4597.78	kg/min	PAP	WFAL	230	ppm
ECL5	P	1.4	bar	PAP	WFA_CA	0	ppm
ECL5	T	48.6623	C	PAP	WFFIBRE	82.0574	%
ECL5	VOLF	4509	l/min	PAP	WFH2O	10	%
ECL5	WFAL	10.9603	ppm	PAP	WFMATD	77967.9	ppm
ECL5	WFA_CA	268.308	ppm	PAP	WFNA	1220	ppm

ECL5	WFFIBRE	2.82E-02	%	PAP	WFSI	0	ppm
ECL5	WFMATD	4630.23	ppm	PAP	WRFIBRE	524.5	t/d
ECL5	WFNA	257.825	ppm	PAP	WRH2O	63.9236	t/d
ECL5	WFSI	20.5068	ppm	PAP	WRMATD	49.836	t/d
ECL6	DENSITY	0.99713	D25/4	PAU1	DENSITY	0.99713	D25/4
ECL6	VOLF	14432.5	l/min	PAU1	MASSF	7048.69	kg/min
ECL7	DENSITY	0.99713	D25/4	PAU1	P	1.4	bar
ECL7	MASSF	3260.74	kg/min	PAU1	T	48.0828	C
ECL7	VOLF	3197.77	l/min	PAU1	VOLF	6901.64	l/min
ECL	CCMATD	4.88097	g/l	PAU1	WFAL	15.2185	ppm
ECL	DENSITY	0.99713	D25/4	PAU1	WFA_CA	365.287	ppm
ECL	P	1.4	bar	PAU1	WFFIBRE	4.00E-02	%
ECL	T	48.6618	C	PAU1	WFH2O	99.2749	%
ECL	VOLF	10854	l/min	PAU1	WFMATD	6105.22	ppm
ECL	WFAL	10.9603	ppm	PAU1	WFNA	335.58	ppm
ECL	WFA_CA	268.308	ppm	PAU1	WFSI	29.3847	ppm
ECL	WFFIBRE	2.82E-02	%	PAU1	WRH2O	116.626	kg/s
ECL	WFH2O	99.453	%	PAU2	DENSITY	0.99713	D25/4
ECL	WFMATD	4630.23	ppm	PAU2	MASSF	9909.55	kg/min
ECL	WFNA	257.825	ppm	PAU2	T	48.0053	C
ECL	WFSI	20.5068	ppm	PAU2	VOLF	9700.8	l/min
ECP1	CCMATD	6.37995	g/l	PAU2	WFAL	15.7907	ppm
ECP1	DENSITY	0.99713	D25/4	PAU2	WFA_CA	378.319	ppm
ECP1	MASSF	80.1292	kg/s	PAU2	WFFIBRE	4.00E-02	%
ECP1	P	1.4	bar	PAU2	WFH2O	99.2526	%
ECP1	T	48.1067	C	PAU2	WFMATD	6303.44	ppm
ECP1	VOLF	4707.05	l/min	PAU2	WFNA	346.029	ppm
ECP1	WFAL	15.0264	ppm	PAU2	WFSI	30.5777	ppm
ECP1	WFA_CA	361.075	ppm	PAU2	WRH2O	163.925	kg/s
ECP1	WFFIBRE	8.32E-02	%	RC1	CCMATD	9.10085	g/l
ECP1	WFH2O	99.2385	%	RC1	DENSITY	0.99713	D25/4
ECP1	WFMATD	6045.62	ppm	RC1	P	1.4	bar
ECP1	WFNA	332.489	ppm	RC1	T	47.0251	C
ECP1	WFSI	28.9751	ppm	RC1	VOLF	727	l/min
ECP1	WRH2O	79.519	kg/s	RC1	WFAL	22.3561	ppm
ECP3	CCMATD	6.37042	g/l	RC1	WFA_CA	287.638	ppm
ECP3	DENSITY	0.99713	D25/4	RC1	WFFIBRE	3.78809	%
ECP3	MASSF	80.2548	kg/s	RC1	WFNA	461.064	ppm
ECP3	P	1.4	bar	RC1	WFSI	44.4148	ppm
ECP3	T	48.1094	C	RC2	CCMATD	7.16849	g/l
ECP3	VOLF	4714.16	l/min	RC2	DENSITY	0.99713	D25/4
ECP3	WFAL	15.0037	ppm	RC2	P	1.4	bar
ECP3	WFA_CA	558.109	ppm	RC2	T	47.7634	C
ECP3	WFFIBRE	8.31E-02	%	RC2	VOLF	208	l/min
ECP3	WFH2O	99.2199	%	RC2	WFAL	17.0819	ppm
ECP3	WFMATD	6036.25	ppm	RC2	WFA_CA	292.375	ppm
ECP3	WFNA	331.985	ppm	RC2	WFFIBRE	2.70019	%
ECP3	WFSI	28.9298	ppm	RC2	WFNA	368.127	ppm
ECP3	WRH2O	79.6287	kg/s	RC2	WFSI	33.3307	ppm
ECP	CCMATD	6.37995	g/l	RC8	P	140	kPa
ECP	P	1.4	bar	RIN10	DENSITY	0.99713	D25/4
ECP	T	48.1067	C	RIN10	MASSF	612.708	kg/min
ECP	WFAL	15.0264	ppm	RIN10	T	48.1003	C
ECP	WFA_CA	361.075	ppm	RIN10	VOLF	600	l/min
ECP	WFNA	332.489	ppm	RIN10	WFAL	15.1434	ppm
ECP	WFSI	28.9751	ppm	RIN10	WFA_CA	356.306	ppm

ECR00	CCMATD	5.44801	g/l	RIN10	WFFIBRE	5.00E-03	%
ECR00	P	1.4	bar	RIN10	WFH2O	99.3082	%
ECR00	T	48.4724	C	RIN10	WFMATD	0.613018	%
ECR00	WFAL	12.3813	ppm	RIN10	WFNA	337.299	ppm
ECR00	WFA_CA	301.757	ppm	RIN10	WFSI	29.1569	ppm
ECR00	WFFIBRE	4.00E-02	%	RIN1	CCMATD	4.88172	g/l
ECR00	WFH2O	99.381	%	RIN1	DENSITY	0.99713	D25/4
ECR00	WFMATD	5166.18	ppm	RIN1	MASSF	4551.53	kg/min
ECR00	WFNA	286.421	ppm	RIN1	T	48.6623	C
ECR00	WFSI	23.4088	ppm	RIN1	VOLF	4464	l/min
ECR0	DENSITY	0.99713	D25/4	RIN1	WFAL	10.9628	ppm
ECR0	VOLF	12133.7	l/min	RIN1	WFA_CA	268.371	ppm
ECR0	WFA_CA	301.757	ppm	RIN1	WFFIBRE	5.00E-03	%
ECR0	WFFIBRE	4.00E-02	%	RIN1	WFH2O	99.4761	%
ECR0	WFMATD	5166.18	ppm	RIN1	WFMATD	4631.3	ppm
ECR1&2	CCMATD	5.44801	g/l	RIN1	WFNA	257.885	ppm
ECR1&2	DENSITY	0.99713	D25/4	RIN1	WFSI	20.5116	ppm
ECR1&2	MASSF	9111.78	kg/min	RIN1	WRH2O	4527.69	kg/min
ECR1&2	P	1.4	bar	RIN3	DENSITY	0.99713	D25/4
ECR1&2	T	48.4724	C	RIN3	MASSF	917.882	kg/min
ECR1&2	VOLF	8930.66	l/min	RIN3	T	48.5476	C
ECR1&2	WFAL	12.3813	ppm	RIN3	VOLF	900	l/min
ECR1&2	WFA_CA	301.757	ppm	RIN3	WFAL	11.6982	ppm
ECR1&2	WFFIBRE	4.00E-02	%	RIN3	WFA_CA	281.173	ppm
ECR1&2	WFMATD	5166.18	ppm	RIN3	WFFIBRE	3.00E-02	%
ECR1&2	WFNA	286.421	ppm	RIN3	WFH2O	99.4415	%
ECR1&2	WFSI	23.4088	ppm	RIN3	WFNA	260.595	ppm
ECR1&2	WRH2O	150.923	kg/s	RIN3	WFSI	22.2905	ppm
ECR3	DENSITY	0.99713	D25/4	RIN3	WRH2O	15.2126	kg/s
ECR3	MASSF	1.00E-08	kg/min	RIN6	DENSITY	0.99713	D25/4
ECR3	T	48.4724	C	RIN6	MASSF	3060.36	kg/min
ECR3	VOLF	2.21E-08	l/min	RIN6	P	1.4	bar
ECR3	WFMATD	5166.18	ppm	RIN6	T	48.4748	C
ECR4	DENSITY	0.99713	D25/4	RIN6	VOLF	3000	l/min
ECR4	MASSF	383.492	kg/min	RIN6	WFAL	12.3427	ppm
ECR4	T	48.4724	C	RIN6	WFA_CA	299.796	ppm
ECR4	VOLF	375.869	l/min	RIN6	WFFIBRE	5.00E-03	%
ECR4	WFMATD	5.17E-03	-	RIN6	WFH2O	99.4222	%
ECR5	DENSITY	0.99713	D25/4	RIN6	WFMATD	5109.29	ppm
ECR5	MASSF	2884.55	kg/min	RIN6	WFNA	283.082	ppm
ECR5	T	48.4729	C	RIN6	WFSI	23.3883	ppm
ECR5	VOLF	2827.21	l/min	RIN7	CCMATD	6.65368	g/l
ECR5	WFMATD	5166.18	ppm	RIN7	DENSITY	0.99713	D25/4
ECR8	DENSITY	0.99713	D25/4	RIN7	P	1.4	bar
ECR8	T	48.4724	C	RIN7	T	48.0053	C
ECR8	VOLF	9988.75	l/min	RIN7	VOLF	2300	l/min
ECR	CCMATD	5.44801	g/l	RIN7	WFAL	15.7963	ppm
ECR	DENSITY	0.99713	D25/4	RIN7	WFA_CA	378.451	ppm
ECR	P	1.4	bar	RIN7	WFFIBRE	5.00E-03	%
ECR	T	48.4724	C	RIN7	WFH2O	99.2873	%
ECR	VOLF	12133.7	l/min	RIN7	WFMATD	6305.65	ppm
ECR	WFAL	12.3813	ppm	RIN7	WFNA	346.15	ppm
ECR	WFA_CA	301.757	ppm	RIN7	WFSI	30.5884	ppm
ECR	WFFIBRE	4.00E-02	%	RIN8	CCMATD	5.38718	g/l
ECR	WFH2O	99.381	%	RIN8	DENSITY	0.99713	D25/4
ECR	WFNA	286.421	ppm	RIN8	P	1.4	bar

ECR	WFSI	23.4088	ppm	RIN8	T	48.4748	C
ECR	WRH2O	205.053	kg/s	RIN8	VOLF	2400	l/min
EFF2	T	47.0862	C	RIN8	WFAL	12.3427	ppm
EFF2	WFAL	22.5995	ppm	RIN8	WFA_CA	299.796	ppm
EFF2	WFA_CA	299.239	ppm	RIN8	WFFIBRE	5.00E-03	%
EFF2	WFH2O	98.3283	%	RIN8	WFNA	283.082	ppm
EFF2	WFMATD	0.861299	%	RIN8	WFSI	23.3883	ppm
EFF2	WFNA	467.345	ppm	RIN9	CCMATD	5.38718	g/l
EFF2	WFSI	44.8487	ppm	RIN9	DENSITY	0.99713	D25/4
EFF3	WFFIBRE	2.07819	%	RIN9	MASSF	612.072	kg/min
EFF3	WRFIBRE	1.21442	t/d	RIN9	P	1.4	bar
EFF4	WFFIBRE	6.61186	%	RIN9	T	48.4743	C
EFF4	WRFIBRE	13.1722	t/d	RIN9	VOLF	600	l/min
EFF6	P	1.4	bar	RIN9	WFAL	12.3427	ppm
EFF6	T	47.3997	C	RIN9	WFA_CA	299.796	ppm
EFF6	WFAL	20.2386	ppm	RIN9	WFFIBRE	5.00E-03	%
EFF6	WFA_CA	304.212	ppm	RIN9	WFMATD	5109.29	ppm
EFF6	WFH2O	99.0929	%	RIN9	WFNA	283.082	ppm
EFF6	WFMATD	7817.84	ppm	RIN9	WFSI	23.3883	ppm
EFF6	WFNA	425.655	ppm	RJ11	DENSITY	0.99713	D25/4
EFF6	WFSI	39.8872	ppm	RJ11	MASSF	140.143	kg/min
EFF7	P	1.4	bar	RJ11	P	1.4	bar
EFF7	WRFIBRE	13.7903	t/d	RJ11	T	48.0578	C
EFF8	T	47.9346	C	RJ11	VOLF	136.581	l/min
EFF8	WFAL	16.3023	ppm	RJ11	WFAL	15.1883	ppm
EFF8	WFA_CA	369.967	ppm	RJ11	WFA_CA	363.675	ppm
EFF8	WFH2O	99.1386	%	RJ11	WFFIBRE	1.40033	%
EFF8	WFMATD	6475.21	ppm	RJ11	WFH2O	97.9174	%
EFF8	WFNA	355.035	ppm	RJ11	WFMATD	6080.54	ppm
EFF8	WFSI	31.6528	ppm	RJ11	WFNA	334.069	ppm
EFF9	P	1.4	bar	RJ11	WFSI	29.3576	ppm
EFF9	WFFIBRE	6.00E-02	%	RJ11	WRFIBRE	2.82596	t/d
EFF9	WRH2O	515.799	kg/s	RJ14	DENSITY	0.99713	D25/4
EFR1	DENSITY	0.99713	D25/4	RJ14	MASSF	96.0417	kg/min
EFR1	MASSF	49.7455	kg/min	RJ14	P	1.4	bar
EFR1	T	50	C	RJ14	T	48.129	C
EFR1	VOLF	49	l/min	RJ14	VOLF	93.843	l/min
EFR2	DENSITY	0.99713	D25/4	RJ14	WFAL	14.7751	ppm
EFR2	MASSF	185.519	kg/min	RJ14	WFA_CA	354.471	ppm
EFR2	T	49.9996	C	RJ14	WFFIBRE	0.691632	%
EFR2	VOLF	182.738	l/min	RJ14	WFH2O	98.6415	%
EFR3A5	DENSITY	0.99713	D25/4	RJ14	WFMATD	5943.63	ppm
EFR3A5	MASSF	15.3502	kg/min	RJ14	WFNA	326.952	ppm
EFR3A5	P	1.4	bar	RJ14	WFSI	28.479	ppm
EFR3A5	T	50	C	RJ14	WRFIBRE	0.956527	t/d
EFR3A5	VOLF	15.1201	l/min	RJ15	T	48.129	C
EFR3A5	WFFIBRE	0	%	RJ15	WFAL	14.8047	ppm
EFR3A5	WRH2O	0.255813	kg/s	RJ15	WFA_CA	355.182	ppm
EFR7	DENSITY	0.99713	D25/4	RJ15	WFFIBRE	0.492596	%
EFR7	VOLF	4031.97	l/min	RJ15	WFH2O	98.8392	%
EFR7	WFA_CA	9	ppm	RJ15	WFNA	327.607	ppm
EFR7	WFFIBRE	0	%	RJ15	WFSI	28.5361	ppm
EFR7	WFMATD	68.9769	ppm	RJ15	WRFIBRE	32.7374	t/d
EFR	CCAL	5.26E-04	g/l	RJ16	CCMATD	6.29997	g/l
EFR	CCA_CA	9.46E-03	g/l	RJ16	DENSITY	0.99713	D25/4
EFR	CCMATD	7.25E-02	g/l	RJ16	MASSF	918.769	kg/min

EFR	CCNA	1.05E-02	g/l	RJ16	P	1.4	bar
EFR	DENSITY	0.99713	D25/4	RJ16	T	48.129	C
EFR	P	1.4	bar	RJ16	VOLF	898.822	l/min
EFR	T	50	C	RJ16	WFAL	14.8283	ppm
EFR	VOLF	4278.83	l/min	RJ16	WFA_CA	355.748	ppm
EFR	WFAL	0.5	ppm	RJ16	WFFIBRE	0.334048	%
EFR	WFA_CA	9	ppm	RJ16	WFH2O	98.9967	%
EFR	WFFIBRE	0	%	RJ16	WFMATD	5965.03	ppm
EFR	WFH2O	99.9912	%	RJ16	WFNA	328.129	ppm
EFR	WFNA	10	ppm	RJ16	WFSI	28.5816	ppm
EFR	WFSI	0	ppm	RJ16	WRFIBRE	4.41955	t/d
EFR	WRH2O	72.3925	kg/s	RJ17	MASSF	46.2435	kg/min
ELAV	T	48.4418	C	RJ17	T	48.6623	C
ELAV	WFAL	12.6572	ppm	RJ17	WFAL	10.7096	ppm
ELAV	WFA_CA	310.379	ppm	RJ17	WFA_CA	262.173	ppm
ELAV	WFFIBRE	0.18347	%	RJ17	WFFIBRE	2.31437	%
ELAV	WFNA	298.03	ppm	RJ17	WFH2O	97.1787	%
ELAV	WFSI	23.835	ppm	RJ17	WFMATD	4524.35	ppm
ELAV	WRFIBRE	69.4472	t/d	RJ17	WFNA	251.929	ppm
ELAV	WRH2O	434.663	kg/s	RJ17	WFSI	20.0379	ppm
ELAV	WRSI	0.902202	t/d	RJ17	WRFIBRE	1.54115	t/d
EMAP1	DENSITY	0.99713	D25/4	RJ18	DENSITY	0.99713	D25/4
EMAP1	MASSF	3.97E-09	kg/min	RJ18	MASSF	8.14123	kg/min
EMAP1	VOLF	3.90E-09	l/min	RJ18	P	1.4	bar
EMAP1	WFMATD	2843.84	ppm	RJ18	T	47.2368	C
EMAP2	DENSITY	0.99713	D25/4	RJ18	VOLF	7.90652	l/min
EMAP2	MASSF	187.427	kg/min	RJ18	WFAL	21.2004	ppm
EMAP2	VOLF	184.18	l/min	RJ18	WFA_CA	302.498	ppm
EMAP2	WFA_CA	97	ppm	RJ18	WFFIBRE	1.80929	%
EMAP2	WFFIBRE	0.18	%	RJ18	WFH2O	97.2972	%
EMAP2	WFMATD	2843.84	ppm	RJ18	WFMATD	8127.39	ppm
EMAP3	DENSITY	0.99713	D25/4	RJ18	WFNA	441.661	ppm
EMAP3	MASSF	3052.88	kg/min	RJ18	WFSI	41.9463	ppm
EMAP3	VOLF	3000	l/min	RJ18	WRFIBRE	0.21211	t/d
EMAP4	DENSITY	0.99713	D25/4	RJ18	WRH2O	0.13202	kg/s
EMAP4	MASSF	732.253	kg/min	RJ19	DENSITY	0.99713	D25/4
EMAP4	VOLF	719.568	l/min	RJ19	P	1.4	bar
EMAP	CCMATD	3	g/l	RJ19	T	47.3068	C
EMAP	DENSITY	0.99713	D25/4	RJ19	VOLF	1648.83	l/min
EMAP	MASSF	3972.56	kg/min	RJ19	WFAL	20.5243	ppm
EMAP	P	1.4	bar	RJ19	WFA_CA	301.115	ppm
EMAP	T	50	C	RJ19	WFFIBRE	2.5026	%
EMAP	VOLF	3903.74	l/min	RJ19	WFH2O	96.6297	%
EMAP	WFAL	2	ppm	RJ19	WFNA	428.803	ppm
EMAP	WFA_CA	97	ppm	RJ19	WFSI	40.5554	ppm
EMAP	WFFIBRE	0.18	%	RJ19	WRFIBRE	61.3162	t/d
EMAP	WFH2O	99.5083	%	RJ1	CCMATD	8.05065	g/l
EMAP	WFMATD	2843.84	ppm	RJ1	DENSITY	0.99713	D25/4
EMAP	WFNA	174	ppm	RJ1	MASSF	27.047	kg/min
EMAP	WFSI	0	ppm	RJ1	P	1.4	bar
ETRA1	DENSITY	0.99713	D25/4	RJ1	T	47.0084	C
ETRA1	MASSF	618.866	kg/min	RJ1	VOLF	24.6366	l/min
ETRA1	T	48.1003	C	RJ1	WFAL	18.6956	ppm
ETRA1	VOLF	606	l/min	RJ1	WFA_CA	239.184	ppm
ETRA2	VOLF	3463.09	l/min	RJ1	WFFIBRE	19.9863	%
ETRA2	WFA_CA	356.253	ppm	RJ1	WFH2O	79.2351	%



ETRA2	WFFIBRE	2.00E-02	%	RJ1	WFMATD	7105.56	ppm
ETRA2	WFMATD	6129.26	ppm	RJ1	WFNA	385.276	ppm
ETRA	CCMATD	6.46713	g/l	RJ1	WFSI	37.1538	ppm
ETRA	T	48.1003	C	RJ1	WRFIBRE	7.78419	t/d
ETRA	WFAL	15.1411	ppm	RJ20	DENSITY	0.99713	D25/4
ETRA	WFA_CA	356.253	ppm	RJ20	MASSF	65.577	kg/min
ETRA	WFFIBRE	2.00E-02	%	RJ20	T	47.3073	C
ETRA	WFH2O	99.2933	%	RJ20	VOLF	63.4415	l/min
ETRA	WFMATD	6129.26	ppm	RJ20	WFAL	20.4158	ppm
ETRA	WFNA	337.248	ppm	RJ20	WFA_CA	299.603	ppm
ETRA	WFSI	29.1525	ppm	RJ20	WFFIBRE	3	%
FB10	T	47.0251	C	RJ20	WFH2O	96.1369	%
FB10	WFAL	22.3971	ppm	RJ20	WFMATD	7844.06	ppm
FB10	WFA_CA	288.166	ppm	RJ20	WFNA	426.548	ppm
FB10	WFFIBRE	3.61152	%	RJ20	WFSI	40.3406	ppm
FB10	WFH2O	95.455	%	RJ20	WRFIBRE	2.83292	t/d
FB10	WFNA	461.91	ppm	RJ21	DENSITY	0.99713	D25/4
FB10	WFSI	44.4963	ppm	RJ21	MASSF	2.68269	kg/min
FB10	WRFIBRE	197.937	t/d	RJ21	P	1.4	bar
FB11	DENSITY	0.99713	D25/4	RJ21	T	47.3073	C
FB11	VOLF	730	l/min	RJ21	VOLF	2.57768	l/min
FB11	WFFIBRE	2.77186	%	RJ21	WFAL	19.9949	ppm
FB11	WRFIBRE	30.0596	t/d	RJ21	WFA_CA	293.425	ppm
FB12	T	47.7634	C	RJ21	WFFIBRE	5	%
FB12	WFAL	17.0819	ppm	RJ21	WFH2O	94.1547	%
FB12	WFA_CA	292.375	ppm	RJ21	WFMATD	7682.32	ppm
FB12	WFH2O	96.5558	%	RJ21	WFNA	417.753	ppm
FB12	WFNA	368.127	ppm	RJ21	WFSI	39.5088	ppm
FB12	WFSI	33.3307	ppm	RJ21	WRFIBRE	0.193154	t/d
FB14	DENSITY	0.99713	D25/4	RJ23	DENSITY	0.99713	D25/4
FB14	T	47.6581	C	RJ23	MASSF	692.971	kg/min
FB14	VOLF	6976.76	l/min	RJ23	P	1.4	bar
FB14	WFFIBRE	2.11483	%	RJ23	T	47.878	C
FB14	WRFIBRE	218.762	t/d	RJ23	VOLF	674.775	l/min
FB15	CCMATD	7.49534	g/l	RJ23	WFAL	16.482	ppm
FB15	P	1.4	bar	RJ23	WFA_CA	393.512	ppm
FB15	T	47.6581	C	RJ23	WFFIBRE	1.51439	%
FB15	WFAL	18.0102	ppm	RJ23	WFH2O	97.7537	%
FB15	WFA_CA	293.907	ppm	RJ23	WFMATD	6519.67	ppm
FB15	WFFIBRE	2.11656	%	RJ23	WFNA	357.14	ppm
FB15	WFH2O	97.1053	%	RJ23	WFSI	32.0685	ppm
FB15	WFNA	385.001	ppm	RJ23	WRFIBRE	15.1118	t/d
FB15	WFSI	35.2618	ppm	RJ28	DENSITY	0.99713	D25/4
FB20	P	1.4	bar	RJ28	MASSF	57.4483	kg/min
FB20	VOLF	11683.8	l/min	RJ28	P	1.4	bar
FB20	WFA_CA	400	ppm	RJ28	T	47.9695	C
FB20	WFFIBRE	1.3	%	RJ28	VOLF	55.881	l/min
FB20	WRFIBRE	224.48	t/d	RJ28	WFAL	15.7566	ppm
FB21	CCMATD	7.04159	g/l	RJ28	WFA_CA	377.126	ppm
FB21	P	1.4	bar	RJ28	WFFIBRE	1.89465	%
FB21	T	47.839	C	RJ28	WFH2O	97.4012	%
FB21	WFAL	16.8029	ppm	RJ28	WFMATD	6273.48	ppm
FB21	WFA_CA	400	ppm	RJ28	WFNA	344.174	ppm
FB21	WFFIBRE	1.3	%	RJ28	WFSI	30.5536	ppm
FB21	WFNA	363.712	ppm	RJ28	WRFIBRE	1.56736	t/d
FB21	WFSI	32.7191	ppm	RJ29	DENSITY	0.99713	D25/4

FB21	WRFIBRE	173.239	t/d	RJ29	MASSF	466.043	kg/min
FB22	DENSITY	0.99713	D25/4	RJ29	P	1.4	bar
FB22	P	1.4	bar	RJ29	T	47.9695	C
FB22	T	47.8397	C	RJ29	VOLF	456.062	l/min
FB22	VOLF	2667	l/min	RJ29	WFAL	16.0418	ppm
FB22	WFAL	16.8029	ppm	RJ29	WFA_CA	383.952	ppm
FB22	WFA_CA	400	ppm	RJ29	WFFIBRE	0.119031	%
FB22	WFFIBRE	1.3	%	RJ29	WFH2O	99.1641	%
FB22	WFMATD	6642.33	ppm	RJ29	WFMATD	6387.02	ppm
FB22	WFNA	363.712	ppm	RJ29	WFNA	350.403	ppm
FB22	WFSI	32.7191	ppm	RJ29	WFSI	31.1066	ppm
FB22	WRFIBRE	51.2409	t/d	RJ29	WRFIBRE	0.798822	t/d
FB22	WRH2O	44.6873	kg/s	RJ2	DENSITY	0.99713	D25/4
FB24	P	1.4	bar	RJ2	MASSF	29.7568	kg/min
FB24	T	47.8397	C	RJ2	T	47.0251	C
FB24	WFAL	16.8118	ppm	RJ2	VOLF	28.8751	l/min
FB24	WFA_CA	400.21	ppm	RJ2	WFAL	22.7975	ppm
FB24	WFH2O	98.0059	%	RJ2	WFA_CA	293.318	ppm
FB24	WFNA	363.903	ppm	RJ2	WFFIBRE	1.88835	%
FB24	WFSI	32.7363	ppm	RJ2	WFH2O	97.1615	%
FB25	WFFIBRE	0.853392	%	RJ2	WFMATD	8669.87	ppm
FB25	WRFIBRE	245.209	t/d	RJ2	WFNA	470.168	ppm
FB26	T	48.0578	C	RJ2	WFSI	45.2918	ppm
FB26	WFAL	15.2731	ppm	RJ2	WRFIBRE	0.809153	t/d
FB26	WFA_CA	365.706	ppm	RJ2	WRH2O	0.48187	kg/s
FB26	WFFIBRE	0.849524	%	RJ32	DENSITY	0.99713	D25/4
FB26	WFH2O	98.4644	%	RJ32	MASSF	547.443	kg/min
FB26	WFNA	335.936	ppm	RJ32	P	1.4	bar
FB26	WFSI	29.5216	ppm	RJ32	T	48.0053	C
FB26	WRFIBRE	242.383	t/d	RJ32	VOLF	534.34	l/min
FB29	WFFIBRE	0.752941	%	RJ32	WFAL	15.6535	ppm
FB29	WRFIBRE	243.456	t/d	RJ32	WFA_CA	375.032	ppm
FB30	T	48.129	C	RJ32	WFFIBRE	0.908494	%
FB30	WFAL	14.7659	ppm	RJ32	WFH2O	98.3902	%
FB30	WFA_CA	354.252	ppm	RJ32	WFMATD	6248.67	ppm
FB30	WFFIBRE	0.753204	%	RJ32	WFNA	343.023	ppm
FB30	WFH2O	98.5804	%	RJ32	WFSI	30.312	ppm
FB30	WFNA	326.749	ppm	RJ32	WRFIBRE	7.16182	t/d
FB30	WFSI	28.4614	ppm	RJ33	MASSF	30.8353	kg/min
FB30	WRFIBRE	242.5	t/d	RJ33	T	48.4748	C
FB35	CCMATD	6.27953	g/l	RJ33	WFAL	12.0682	ppm
FB35	DENSITY	0.99713	D25/4	RJ33	WFA_CA	293.129	ppm
FB35	P	1.4	bar	RJ33	WFFIBRE	2.22873	%
FB35	T	48.129	C	RJ33	WFH2O	97.2112	%
FB35	VOLF	17329.2	l/min	RJ33	WFMATD	4995.66	ppm
FB35	WFAL	14.7558	ppm	RJ33	WFNA	276.787	ppm
FB35	WFA_CA	354.01	ppm	RJ33	WFSI	22.8681	ppm
FB35	WFFIBRE	0.820993	%	RJ34	P	1.4	bar
FB35	WFNA	326.526	ppm	RJ34	T	48.0053	C
FB35	WFSI	28.4419	ppm	RJ34	WFAL	15.4793	ppm
FB35	WRFIBRE	209.762	t/d	RJ34	WFA_CA	370.857	ppm
FB36	T	48.129	C	RJ34	WFFIBRE	2.01146	%
FB36	WFAL	14.7988	ppm	RJ34	WFH2O	97.2951	%
FB36	WFA_CA	355.041	ppm	RJ34	WFMATD	6179.12	ppm
FB36	WFFIBRE	0.532003	%	RJ34	WFNA	339.205	ppm
FB36	WFH2O	98.8001	%	RJ34	WFSI	29.9746	ppm

FB36	WFNA	327.477	ppm	RJ35	T	48.4418	C
FB36	WFSI	28.5248	ppm	RJ35	WFAL	12.3	ppm
FB36	WRFIBRE	28.3179	t/d	RJ35	WFA_CA	301.621	ppm
FB39	T	48.238	C	RJ35	WFFIBRE	3	%
FB39	WFAL	13.4783	ppm	RJ35	WFH2O	96.4154	%
FB39	WFA_CA	324.414	ppm	RJ35	WFMATD	5218.86	ppm
FB39	WFFIBRE	4.23	%	RJ35	WFNA	289.621	ppm
FB39	WFH2O	95.1569	%	RJ35	WFSI	23.1624	ppm
FB39	WFNA	301.265	ppm	RJ35	WRFIBRE	57.6412	t/d
FB39	WFSI	25.8575	ppm	RJ37	T	47.0862	C
FB3	DENSITY	0.99713	D25/4	RJ37	WFAL	16.0801	ppm
FB3	P	1.4	bar	RJ37	WFA_CA	212.916	ppm
FB3	T	47.0084	C	RJ37	WFFIBRE	29.3648	%
FB3	VOLF	9195.87	l/min	RJ37	WFH2O	69.963	%
FB3	WFFIBRE	3.8	%	RJ37	WFMATD	6128.35	ppm
FB3	WRFIBRE	521.964	t/d	RJ37	WFNA	332.527	ppm
FB3	WRH2O	151.451	kg/s	RJ37	WFSI	31.911	ppm
FB40	T	48.238	C	RJ37	WRFIBRE	0.809652	t/d
FB40	WFAL	12.3847	ppm	RJ39	P	1.4	bar
FB40	WFA_CA	298.094	ppm	RJ39	T	47.3997	C
FB40	WFFIBRE	12	%	RJ39	WFAL	13.0855	ppm
FB40	WFH2O	87.4367	%	RJ39	WFA_CA	196.693	ppm
FB40	WFNA	276.822	ppm	RJ39	WFFIBRE	35.3735	%
FB40	WFSI	23.7596	ppm	RJ39	WFH2O	64.07	%
FB40	WRH2O	3.35458	kg/s	RJ39	WFMATD	0.505474	%
FB41	T	48.238	C	RJ39	WFNA	275.213	ppm
FB41	WFAL	12.3847	ppm	RJ39	WFSI	25.7897	ppm
FB41	WFA_CA	298.094	ppm	RJ39	WRFIBRE	13.0971	t/d
FB41	WFFIBRE	12	%	RJ3	T	47.0251	C
FB41	WFH2O	87.4367	%	RJ3	WFAL	21.9336	ppm
FB41	WFNA	276.822	ppm	RJ3	WFA_CA	282.202	ppm
FB41	WFSI	23.7596	ppm	RJ3	WFFIBRE	5.60637	%
FB42	WFFIBRE	10	%	RJ3	WFH2O	93.4795	%
FB43	P	1.4	bar	RJ3	WFNA	452.351	ppm
FB43	WFFIBRE	3.01549	%	RJ3	WFSI	43.5754	ppm
FB43	WRFIBRE	424.22	t/d	RJ3	WRFIBRE	29.8387	t/d
FB44	P	1.4	bar	RJ40	T	47.9346	C
FB44	T	47.2368	C	RJ40	WFAL	15.6716	ppm
FB44	WFAL	20.9398	ppm	RJ40	WFA_CA	355.654	ppm
FB44	WFA_CA	298.779	ppm	RJ40	WFFIBRE	4	%
FB44	WFH2O	96.101	%	RJ40	WFH2O	95.3032	%
FB44	WFNA	436.231	ppm	RJ40	WFMATD	6224.7	ppm
FB44	WFSI	41.4306	ppm	RJ40	WFNA	341.299	ppm
FB45	DENSITY	0.99713	D25/4	RJ40	WFSI	30.4282	ppm
FB45	VOLF	8024.98	l/min	RJ40	WRFIBRE	11.3081	t/d
FB46	P	1.4	bar	RJ41	T	48.1003	C
FB46	WFFIBRE	2.84383	%	RJ41	WFAL	14.6898	ppm
FB46	WRFIBRE	360.683	t/d	RJ41	WFA_CA	345.635	ppm
FB47	DENSITY	0.99713	D25/4	RJ41	WFFIBRE	3	%
FB47	P	1.4	bar	RJ41	WFH2O	96.3338	%
FB47	T	47.3068	C	RJ41	WFMATD	0.594657	%
FB47	VOLF	6925.14	l/min	RJ41	WFNA	327.196	ppm
FB47	WFAL	20.4395	ppm	RJ41	WFSI	28.2836	ppm
FB47	WFA_CA	299.872	ppm	RJ42	T	48.1003	C
FB47	WFH2O	96.2307	%	RJ42	WFAL	14.9151	ppm
FB47	WFNA	427.032	ppm	RJ42	WFA_CA	350.935	ppm

FB47	WFSI	40.388	ppm	RJ42	WFH2O	97.8112	%
FB48	P	1.4	bar	RJ42	WFMATD	0.603777	%
FB48	WFAL	20.521	ppm	RJ42	WFNA	332.214	ppm
FB48	WFA_CA	301.147	ppm	RJ42	WFSI	28.7173	ppm
FB48	WFFIBRE	2.5	%	RJ4	DENSITY	0.99713	D25/4
FB48	WFH2O	96.6325	%	RJ4	MASSF	45.7236	kg/min
FB48	WFMATD	7884.49	ppm	RJ4	T	47.7634	C
FB48	WFNA	428.747	ppm	RJ4	VOLF	44.1542	l/min
FB48	WFSI	40.5485	ppm	RJ4	WFAL	16.8747	ppm
FB48	WRFIBRE	64.3846	t/d	RJ4	WFA_CA	288.828	ppm
FB49	P	140	kPa	RJ4	WFFIBRE	3.8806	%
FB49	T	47.3073	C	RJ4	WFH2O	95.3844	%
FB49	WFAL	20.5259	ppm	RJ4	WFMATD	6647.79	ppm
FB49	WFA_CA	301.218	ppm	RJ4	WFNA	363.661	ppm
FB49	WFH2O	96.6552	%	RJ4	WFSI	32.9263	ppm
FB49	WFMATD	7886.35	ppm	RJ4	WRFIBRE	2.55506	t/d
FB49	WFNA	428.848	ppm	RJ7	DENSITY	0.99713	D25/4
FB49	WFSI	40.5581	ppm	RJ7	MASSF	7.27969	kg/min
FB4	P	1.4	bar	RJ7	P	1.4	bar
FB51	DENSITY	0.99713	D25/4	RJ7	T	47.6581	C
FB51	P	1.4	bar	RJ7	VOLF	7.11103	l/min
FB51	VOLF	21197.3	l/min	RJ7	WFAL	18.3233	ppm
FB51	WFA_CA	400	ppm	RJ7	WFA_CA	299.015	ppm
FB51	WFFIBRE	1.14027	%	RJ7	WFFIBRE	0.415296	%
FB51	WRFIBRE	357.018	t/d	RJ7	WFH2O	98.7931	%
FB52	P	1.4	bar	RJ7	WFMATD	7171.53	ppm
FB52	T	47.878	C	RJ7	WFNA	391.692	ppm
FB52	WFAL	16.5543	ppm	RJ7	WFSI	35.8747	ppm
FB52	WFA_CA	395.24	ppm	RJ7	WRFIBRE	4.35E-02	t/d
FB52	WFFIBRE	1.08E-02	-	RJ8	DENSITY	0.99713	D25/4
FB52	WFH2O	98.1828	%	RJ8	MASSF	185.221	kg/min
FB52	WFMATD	6.55E-03	-	RJ8	T	47.8397	C
FB52	WFNA	358.707	ppm	RJ8	VOLF	178.916	l/min
FB52	WFSI	32.2092	ppm	RJ8	WFAL	16.3704	ppm
FB52	WRFIBRE	342.303	t/d	RJ8	WFA_CA	389.705	ppm
FB56	CCMATD	6.93629	g/l	RJ8	WFFIBRE	3.8404	%
FB56	DENSITY	0.99713	D25/4	RJ8	WFH2O	95.4332	%
FB56	P	1.4	bar	RJ8	WFMATD	6.47E-03	-
FB56	T	47.8773	C	RJ8	WFNA	354.35	ppm
FB56	VOLF	3275.5	l/min	RJ8	WFSI	31.877	ppm
FB56	WFAL	16.5543	ppm	RJ8	WRFIBRE	10.243	t/d
FB56	WFA_CA	395.24	ppm	S-10	FRAC1	40	%
FB56	WFNA	358.707	ppm	S-14	DP	0	bar
FB56	WFSI	32.2092	ppm	S-15	DP	0	bar
FB56	WRFIBRE	52.3382	t/d	S-16	DP	0	bar
FB56	WRH2O	54.9645	kg/s	S-17	DP	0	bar
FB57	WFAL	16.5543	ppm	S-3	DP	0	bar
FB57	WFA_CA	395.24	ppm	S-4	FRAC1	70	%
FB57	WFFIBRE	1.08208	%	S-5	FRAC1	70	%
FB57	WFH2O	98.1828	%	S-6	FRAC1	15	%
FB57	WFMATD	6548.29	ppm	S-7	FRAC1	5	%
FB57	WFNA	358.707	ppm	S-8	FRAC1	42.2	%
FB57	WFSI	32.2092	ppm	S-EAU-PB	DP	0	bar
FB57	WRFIBRE	289.965	t/d	S-EAU-PB	FRAC1	50	%
FB58	DENSITY	0.99713	D25/4	S-L1-L2	FRAC1	47.1998	%
FB58	P	1.4	bar	S-L2-L1	DP	0	bar

FB58	VOLF	26147.5	l/min	S-L2-L1	FRAC1	15.29	%
------	------	---------	-------	---------	-------	-------	---

---